NFE NUKLEARE FERNENERGIE

Halbjahresbericht I/1980

1. 1. 1980 – 30. 6. 1980

KFA Kernforschungsanlage Jülich GmbH

Halbjahresbericht I/1980

1. 1. 1980 – 30. 6. 1980

I n h a l t | Seite

Seite

Zusammenfassung

1. Zu 3.1

Rechenprogramme, Studien; Versuchsbetreuung EVA II/ADAM II

Leckdetektion

Die Betriebsgeräusche in einem Dampferzeuger beeinflussen sehr stark die Detektierbarkeit von Lecks auf der Basis von Ultraschallmessungen.
Auf der Grundlage von Messungen werden die verwendeten Verstärker zur Leckdetektion vor allem durch Hochpaßfilter modifiziert, um so eine Trennung vom Leckgeräusch und Betriebgeräusch zu erreichen. Messung von Leckgeräuschen während der Betriebsruhe der Anlage ergab, daß sowohl mit Gasschalldetektoren als auch mit Körperschalldetektoren Lecks der hier vorliegenden Größe zuverlässig detektiert und lokalisiert werden können. Insbesondere genügt ein einziger "Gasschalldetektor", um den gesamten Dampferzeugerraum bei Betriebsruhe zu überprüfen. Bei Betrieb der Anlage muß eine Detektierbarkeit von Lecks durch Körperschallaufnahme grundsätzlich verneint werden. Mit Gasschalldetektoren können Lecks der hier gegebenen Größenordnung nur mit einem optimal positionierten Detektor nachgewiesen werden.

H_2 - Permeation

Es wird die Einsetzbarkeit eines Analysesystems mit gaschromatographischer Trennung von Protium und Deuterium zu Permeationsmessung an der EVA II auf der Basis von Deuteriumeinspeisung untersucht.

Röhrenspaltofensimulationsprogramm

Basierend auf dem Programm DSR 5 für Einzelspaltrohre von GE/IRB (s.3.14) wurde durch zusätzlichen Einbau von Unterprogrammen Berechnungsmöglichkeiten für Röhrenspaltöfen geschaffen.
Eine Studie über die Auswirkung einer Absenkung der Heliumeintrittstemperatur auf 850 °C und einer Variation geometrischer und verfahrenstechnischer Größen wurden erstellt.

2. Zu 3.2

Laborversuche zur Methanisierung

Es wurde ein Dauerversuch am Katalysator A4 bis 1500 h in einem Integralreaktor bei Temperaturen bis etwa 800 °C ausgeführt. Nach Beendigung des Versuchs war das Katalysatorbett im ersten Teil stark mit Staub durchsetzt, der zum Teil aus Katalysatorstaub, zum Teil aus Ruß bestand.
Ein Standardaktivitätstest des so belasteten Katalysators zeigte ein mit weniger stark belasteten Katalysatoren vergleichbares Ergebnis (Tab. 2.1, Seite 38). Ergebnisse und Nachuntersuchungen wurden in Zusammenarbeit mit dem Katalysatorhersteller ausgewertet.
Erste interessante Ergebnisse erbrachte die Arbeit mit der DUPONT-Thermowaage; hier wurden systematisch Katalysatorreduktionsbedingungen an einem Modellkatalysator variiert.

3. Zu 3.4

Technische Versuche zur Methanspaltung und Methanisierung (EVA I/ ADAM I)

Arbeiten an EVA I

In EVA I wurden Vergleichsversuche für eine Katalysatorschüttung und einen Katalysatorkorbeinsatz mit dem gleichen Katalysator (G 56 H) gefahren.
Es werden folgende Schlüsse aus dem Vergleichsversuch gezogen:

- Der Zeitaufwand für den Katalysatorwechsel kann von 2-3 Stunden (Schüttung) auf 2-3 Minuten (Korbeinsatz) reduziert werden, wenn ein zweiter gefüllter Korbeinsatz bereitsteht.
- Die für die Korbkonstruktion und Rohrfertigung (mit geringeren Toleranzen) erforderlichen Mehrkosten, ca 100,--DM pro Korb und bei Spaltrohren aus Schleuderguß keine zusätzlichen Kosten, erscheinen vertretbar.
- Bereits bei diesem Korb mit einer Spaltweite zur Rohrwand von 1-2,5 mm war der Wärmeübergang von der Spaltrohrinnenwand an des Prozeßgas gegenüber der Schüttung nur um 30% schlechter. Wesentliche Verbesserungen sind durch Einhaltung

geringer Toleranzen zu erwarten.

Wärmeübergangszahlen an den verschiedenen Meßebenen werden ermittelt und die Ermittlungsmethoden und Versuchsdaten standardmäßig ins EVA I-Auswerteprogramm eingebaut.
Die mittleren Wärmedurchgangszahlen und Temperaturdifferenzen Helium-Prozeßgas sind in Tabelle 3.2 (Seite 75) dargestellt (Vergleich Korbeinsatz-Schüttung), der Approach bezüglich des CH_4-Umsatzes in Abb. 3.7 (Seite 79). Der Unterschied beträgt bei 825 °C etwa 15 K zugunsten des Korbeinsatzes. Ein Überblick über die Parameteränderungen des Versuchsprogramms für den Vergleich Korbeinsatz-Schüttung wird in Abb. 3.9 (Seite 81) gegeben.

Reformer-Simulationsprogramm

Das von GE zur Verfügung gestellte Programm DSR 1 wurde ergänzt und verbessert auf Basis der EVA I-Versuche.
Die wichtigsten Beziehungen, die das Programm charkaterisieren, sind auf Seite 66 aufgeführt.

Methanisierungsanlage ADAM I

Das Versuchsziel im Berichtszeitraum war ausgerichtet auf die Fortführung der Arbeiten zur Optimierung des Methanisierungsverfahrens, zum Kreislaufbetrieb EVA I - ADAM I - EVA I und zum Einsatz eines Ejektors an Stelle eines Kompressors für die Produktgasrückführung zur Kontrolle der Reaktionsbettaustrittstemperatur im 1. Methanisierungsreaktor. Eine Meßpunktübersicht wird in Tab. 3.3 (Seite 86 f) gegeben.

Mit dem Referenzbetrieb bei einer Austrittstemperatur der 1. Methanisierungsstufe von T_{R101} = 600 °C konnte gezeigt werden, daß nach einer Betriebsdauer von über 1200 h für alle Betriebsperioden und unter sonst unterschiedlichen Bedingungen die Reaktionszone im 1. Reaktor weniger als 30 cm beträgt (Temperaturprofile in Bild 3.13, Seite 95). Dieses gute Ergebnis konnte bei Raumgeschwindigkeiten von SV=4000-27000 1/h und Gasgeschwindigkeiten im Reaktionsbett bis 0,6 m/s erreicht werden. Für den 2. Reaktor R 102 kann für Referenz-

betrieb festgestellt werden, daß der Einsatz eines aktiveren Katalysators zur Verringerung des Volumens erforderlich ist.

Der Kreislaufbetrieb mit einer Kopplung der beiden Pilotanlagen zeigt, daß die Zuspeisung einer gezielten Menge an Kohlendioxid einen stabilen Betrieb gewährleistet. Mit den Modellrechnungen kann in völliger Übereinstimmung mit dem Experiment das Betriebsverhalten mit CO_2-Zuspeisung simuliert werden. Dadurch ist die Möglichkeit gegeben, bei der Auslegung einer größeren Anlageneinheit die CO_2-Auswaschung in den Kondensaten hinter der Dampfreformierungsanlage und hinter der Methanisierungsanlage zu erfassen und entsprechende Maßnahmen zur Stabilisierung des Kreislaufes vorzunehmen.

Beim Einsatz eines Ejektors zur Produktgasrückführung konnte sehr anschaulich dargestellt werden, daß eine mit Stickstoff und Wasserstoff aufgefüllte Anlage bei 15 bar und einer Anfangstemperatur von ca. 300 °C in den drei Reaktoren sich mit einem Ejektor anfahren läßt. Dabei kann das eingesetzte Synthesegas als Treibgas für den Ejektor in wenigen Minuten auf 100% angehoben werden. Der für den Betriebsfall mit einer Austrittstemperatur aus der 1.Stufe von 700 °C ausgelegte Ejektor ergibt für den optimalen Betriebspunkt einen Druckverlust von der Treib- zur Austrittsseite des Ejektors von weniger als 0,5 bar. Dieser Ejektordruckverlust verdoppelt sich zwar, wenn der Betrieb bei einer Austrittstemperatur aus der 1. Methanisierungsstufe von 650 °C durchgeführt wird, beträgt aber immer noch weniger als 1 bar.

Rechenprogramm zur Simulation von Methanisierungsreaktoren

Zum ersten Mal konnten mit dem von der Firma H. Topsoe übernommenen GENRAD-Rechenprogramm zur Berechnung von Methanisierungsreaktoren verschiedene Meßpunkte nachgerechnet werden; dabei zeigte sich bei Berücksichtigung einer entsprechenden geringen Katalysatoralterung eine gute Übereinstimmung zwischen den gemessenen und gerechneten Temperaturprofilen (Abb. 3.36 - 3.38, Seiten 142f)
Ein weiter modifiziertes Rechenprogramm GENRAD wird daher in

Zukunft ein sicheres Hilfsmittel zur Planung, dem Bau und Betrieb von Methanisierungsreaktoren sein.

Abwicklung des innengekühlten Methanisierungsreaktors "IRMA"

Am 17. Dezember 1979 wurden mit der Firma Haldor Topsøe A/S Verträge über die Zusammenarbeit auf dem Gebiet der Entwicklung "Innengekühlter Methanisierungsreaktoren" und über die Lieferung eines solchen Reaktors geschlossen. Alle erforderlichen Arbeiten im Rahmen des Liefervertrages wurden termingerecht durchgeführt, so daß nach dem derzeitigen Kenntnisstand eine Inbetriebnahme im August 1981 realistisch erscheint.

Im Rahmen des Zusammenarbeitsvertrages wurde das Rechenprogramm GENRAD von HTAS übergeben (siehe 3.2.3).
Bei der Firma HTAS läuft ein Programm zur Katalysatorweiterentwicklung auf der Basis des MCR-2X, worüber erste Informationen weitergegeben wurden.

4. Zu 3.5/6

Vorplanung, Bau und Betrieb einer großen Spaltrohranlage EVA II sowie einer dazu passenden Methanisierungsanlage ADAM II

Stand der Abwicklung der Anlage

Die Anlage EVA II/ADAM II sollte vertragsgemäß am 25.Januar 1980 an KFA übergeben werden. Bis heute ist die Abnahme aufgrund zahlreicher notwendiger Nachbesserungen, die sich aus den ersten Versuchsläufen ergaben, nicht erfolgt.
Die Schwierigkeiten bzw. Störungen sind tabellarisch von Seite 147 bis Seite 151 aufgeführt. Die größten terminlichen Auswirkungen haben die notwendige Reparatur am Dampferzeuger sowie die Beseitigung des Bypasses im Heliumerhitzer (siehe auch unter 4.4).
Mit der erneuten Inbetriebnahme der Anlage ist zwischen März und Mai 1981 zu rechnen.

Arbeiten zum Aufbau und zur Betriebsvorbereitung von EVA II/ADAM II

In den ersten Monaten des Betriebszeitraumes erledigte die Betriebsgruppe die notwendige Restmontagearbeit vor dem Beginn des Probebetriebs im März 1980. Danach begann die Inbetriebnahmephase, die mit Unterbrechungen bis zum 24. Mai dauerte. Ein weiterer Versuchslauf wurde ab Mitte Juni gefahren, bis am 17. Juni ein Abschalten aufgrund des Dampferzeugerschadens notwendig wurde.
Insgesamt wurden bei diesen ersten Versuchsläufen wesentliche Erkenntnisse für notwendige Nachbesserungen und für spätere Betriebsläufe gewonnen.

Für einen späteren Versuchsbetrieb ist davon auszugehen, daß ein Schichtplan, wie er für den Probebetrieb befristet genehmigt wurde, keine behördliche Zustimmung mehr erhält. Es ergibt sich die Notwendigkeit, das Schichtpersonal von 20 auf 25 Mann aufzustocken.

Auswertung von Versuchsdaten der Anlage EVA II/ADAM II

Stand

Das Auswerteprogramm ist fertiggestellt und mit Spieldaten ausgetestet und erprobt, wie bereits im Halbjahresbericht II/79 erwähnt.
Bei der Auswertung der ersten Versuchsdaten im Berichtszeitraum traten eine Reihe von Schwierigkeiten auf, die noch beseitigt werden müssen.
Unter anderem waren die Analysengeräte nicht voll funktionsfähig, so daß entweder anzweifelbare Analysenwerte in die Auswertungsrechnung eingingen oder Initialisierungswerte (Spieldaten auf Basis des Referenzfalles), gekennzeichnet durch $\neq$, die weit von den realistischen Betriebsdaten abweichen.
Überarbeitet wird zur Zeit der Programmteil, bei dem abschnittsweise aus Energiebilanzen und gemessenen Temperaturdifferenzen Wärmeübergangszahlen ermittelt werden.

Eine Verfeinerung des Rasters zur Temperaturerfassung bzw. -angabe kann erst während der nächsten Meßkampagne erfolgen, unter Einbezug von Temperaturmessungen, die bisher wegen eines beschädigten Kabels nicht richtig erfolgten. Eine weitere zu beseitigende Problematik ergibt sich durch Regelschwankungen der Anlage, wobei einzelne Meßgrößen unterschiedliche Zeitkonstanten haben.

Beispiel

Das Auswerteprogramm wird detailliert an einem Betriebspunkt (80.1009) demonstriert. Mengenströme und Temperaturen für diesen Betriebspunkt und einen weiteren kurz darauf folgenden sind in Tabelle 4.1 (Seite 166) angegeben.

Der ausgedruckte Versuch wurde mit einer Erhitzerleistung von 6,2 MJ/s, einem Heliumdurchsatz von 10930 kg/h, einer Heliumaustrittstemperatur von 887 °C, einer Methanmenge von 1120 m^3_N/h, einer Prozeßdampfmenge von 4200 kg/h und einer Austrittstemperatur des Produktgases aus dem 1. Methanisierungsreaktor von 623 °C gefahren.

Vereinfachte Fließbilder der EVA II (Einheit 100) und ADAM II mit Bezeichnung der Apparate und Behälter, wie sie im Auswerteprogramm verwendet werden, werden in Abb. 4.1 und 4.2 (Seiten 164ff) gegeben.
Es schließt sich ein Ausdruck der Meßwerte (bzw. Initialisierungswerte) an (Seite 169 bis Seite 180) bzw. der ausgewerteten Größen (bis Seite 190).
Von Seite 191 bis Seite 200 werden geplottete Temperaturprofile in ausgewählten Spaltrohren (Lagebezeichnung in Abb. 4.14, Seite 211) dargestellt.

Überlegungen zum Heliumerhitzer der Anlage EVA II

Überlegungen wurden angestellt mit dem Ziel, die beobachteten Erscheinungen, insbesondere die erhöhte Temperatur der zentralen Heizelemente des Heliumerhitzers beim Versuchsbetrieb zu erklären. Das Resultat war, daß ein Bypass von 20-25% die beobachteten Effekte erklärt.

Dieses Resultat wurde durch einen Abdrückversuch nach Öffnen des Behälters bestätigt. In den Keramiksäulen wurden radiale Risse festgestellt (Abb. 4.19, Seite 225), die als Ursache in Frage kommen. Für die von Lurgi verfolgte Lösungsmöglichkeit, die Heizleiter nur noch von innen zu durchströmen, wurden für den ungünstigsten Fall die Temperaturen an den Abschnittsenden berechnet (Tab.4.5) sowie der Druckverlust ermittelt. Die erhöhten Temperaturen der Heizelemente bei dieser Konstruktion und der erhöhte Druckverlust erscheinen vertretbar.

5. Zu 3.8

Untersuchung metallischer Werkstoffe

Die Zeitstandversuche in HTR-Helium wurden fortgeführt. Die ermittelten Laufzeiten für die Referenzlegierungen sind in Tabelle 5.1 (Seite 234) aufgeführt.
Im Zeitstand-Prüffeld für Prozeßgas "ZEMAK III" trat ein Störfall ein. Dadruch entsteht für die auf 10.000 h und 30.000 h Laufzeit ausgelegten Prüfprogramme ein Zeitverzug von einem Jahr (Terminplan Seite 237).
Die Auswertung des 5000 h-Programms ist durch den Störfall nicht betroffen.

1. Zu Programmpunkt 3.1

Rechenprogramme, Studien, Versuchsbetreuung
EVA II/ADAM II

1.1 Versuche zur Leckdetektion im Dampferzeuger der Anlage EVA II

1.1.1 Messung von Betriebsgeräuschen im Dampferzeuger und erforderliche Verstärkermodifikationen

Die Betriebsgeräusche in einem Dampferzeuger beeinflussen sehr stark die Detektierbarkeit von Lecks auf der Basis von Ultraschallmessungen. Aus diesem Grund wurden und werden Messungen der Betriebsgeräusche im Dampferzeuger der Anlage EVA II durchgeführt.

Bei ersten Messungen während des Anfahrbetriebes der Anlage EVA II zeigte sich, daß der Schallpegel im niederfrequenten Bereich unter 100 kHz so hoch ist, daß die Verstärker der Schallaufnehmer in der serienmäßigen Ausführung übersteuert werden.
In der Standardausführung sind die Verstärker für die piezoelektrischen Schallaufnehmer mit einer fest eingestellten Verstärkung von 60 dB bei einer Bandbreite von 2 - 300 kHz ausgerüstet, die Verstärker für die magnetostriktiven Schalldetektoren besitzen eine Verstärkung von 60 dB für die Verwendung mit den Gasschalldetektoren und von 80 dB für die Kombination mit den Körperschalldetektoren. Die Bandbreite beträgt für die letzteren Verstärker 2 - 200 kHz.
Die magnetostriktiven Körperschalldetektoren ließen sich aber mit den Verstärkern für die magnetostriktiven Gasschalldetektoren mit der erwähnten Verstärkung von 60 dB kombinieren, so daß auf diese Weise erste Messungen von Betriebsgeräuschen während des Anfahrbetriebes der Anlage EVA II erfolgen konnten. Die in den Abb. 1.1, 1.2 und 1.3 dargestellten Messungen sind auf diesen Weise durchgeführt

worden.
Die Abb. 1.1 demonstriert den starken Signalanstieg in dem Frequenzbereich unterhalb von 250 kHz. Sie läßt einerseits erkennen, daß eine Verstärkung von 60 dB für die Signale der magnetostriktiven Körperschalldetektoren bei der serienmäßigen Bandbreite der Verstärker von 2 - 200 kHz günstiger als eine Verstärkung von 80 dB ist, daß aber andererseits der sehr starke Anstieg des Schallpegels zu niedrigen Frequenzen hin eine "Glättung" des Spektrums wünschenswert erscheinen läßt, wie das durch eine Hochpaßfilterung mit relativ flacher Flankensteilheit erreicht werden kann. Bei einer solchen Hochpaßfilterung würde dann auch der im niederfrequenten Bereich dominierend aus dem Schallspektrum herausragende "Gebläsepeak" entsprechend abgeschwächt.
Die Abb. 1.2 zeigt das Schallspektrum des Betriebsgeräusches im Frequenzbereich von 6 - 7 kHz, um sowohl die exakte Lage des Gebläsepeaks im Spektrum bei 6.81 kHz zu zeigen, die präzise der Gebläsedrehzahl während der Messung von 22.700 Umdrehungen/Minute und der Schaufelzahl 18 entspricht, als auch die Peakhöhe, die um mehr als 20 dB aus dem übrigen Schallpegel herausragt.
Betrachtet man den Bereich des Schallspektrums, in welchem die höchsten Signalamplituden auftreten, d.h. den Bereich von 0 - 20 kHz, dargestellt in der Abb. 1.3, so ist deutlich zu erkennen, daß der Gebläsepeak die Übersteuerung der Verstärker, zumindest bei den am Tag der Messung (16.1.1980) gegebenen Betriebsbedingungen des Dampferzeugers, verursacht.
Die gewünschte "Glättung" des Spektrums, die eine Absenkung des Signalpegels im Bereich des Gebläsepeaks von etwa 20 dB bewirkt, jedoch den hauptsächlich für eine Leckdetektion unter Betriebsbedingungen interessierenden Frequenzbereich oberhalb von 100 kHz nicht beeinflußt, wurde durch den Einbau eines Hochpaßfilters mit einer Filterkante bei 40 kHz und einer Flankensteilheit des Filters von 6 dB/Oktave erreicht. Das Filter kann in den Verstärkern für die magnetostriktiven Körperschalldetektoren abgeschaltet werden, in den übrigen Verstärkern ist es fest eingebaut.

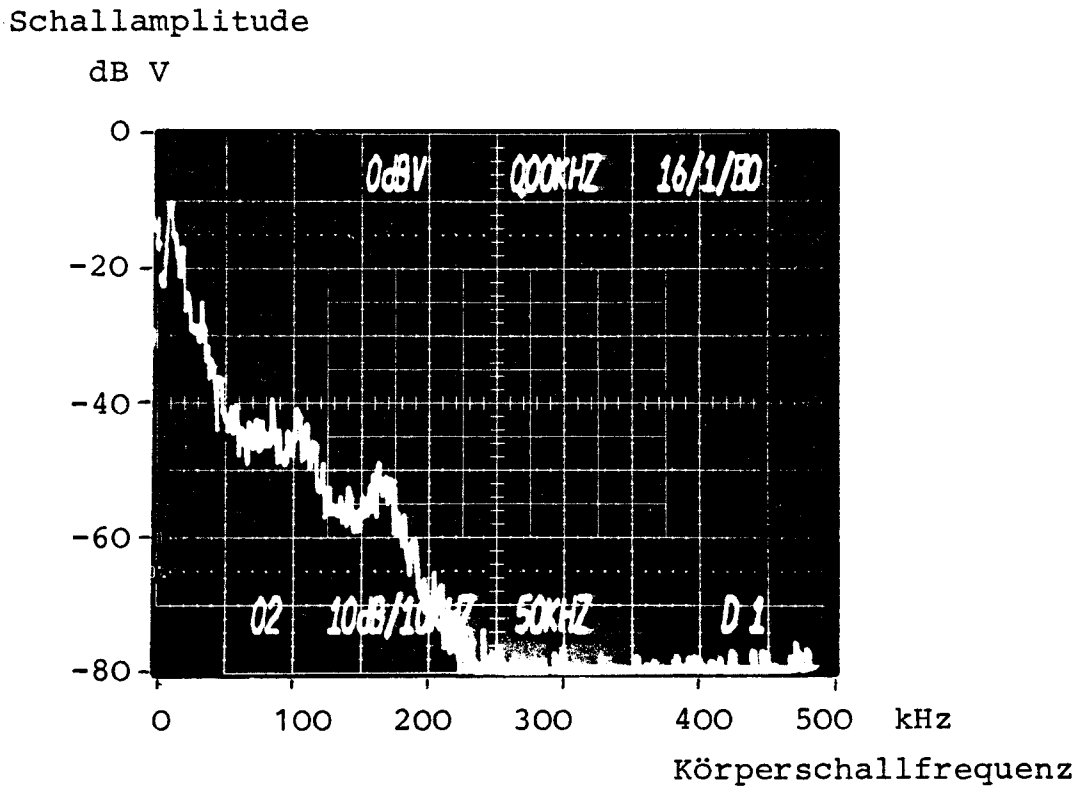


Abb. 1.1: Schallspektrum des Betriebsgeräusches innerhalb des Dampferzeugers während des Anfahrbetriebes

Detektor	: magnetostriktiver Körperschalldetektor (D 1)
Detektorposition	: in der Vorwärmerzone im Geradrohrbereich innerhalb des Verdrängerkörpers

<u>Betriebsdaten des Dampferzeugers</u>

Dampfdurchsatz	: ca. 5.5 to/h
Wassereintrittstemperatur	: 107° C
Dampfaustrittstemperatur	: 290° C
Heliumeintrittstemperatur	: 400° C
Heliumaustrittstemperatur	: 235° C
Gebläsedrehzahl	: 22.700 Umdrehungen/Minute
Datum der Messung	: 16.01.80

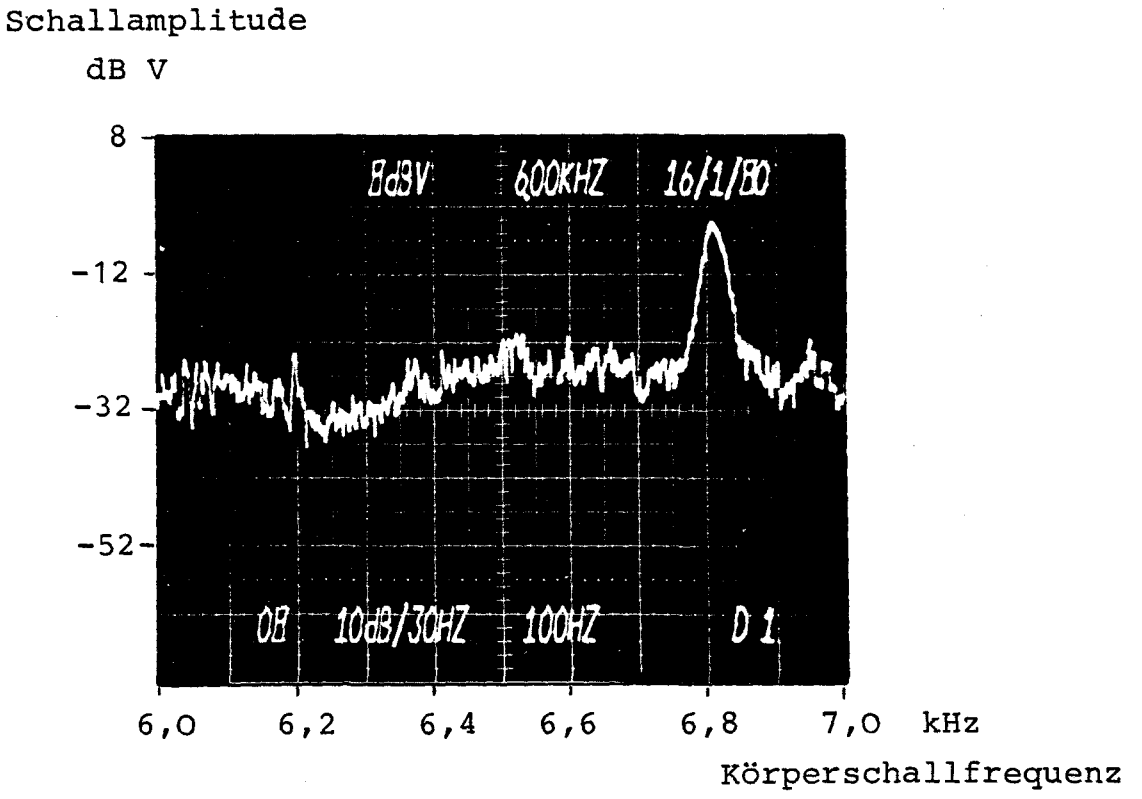


Abb. 1.2: "Gebläsepeak"
Daten identisch mit Abb. 1.1

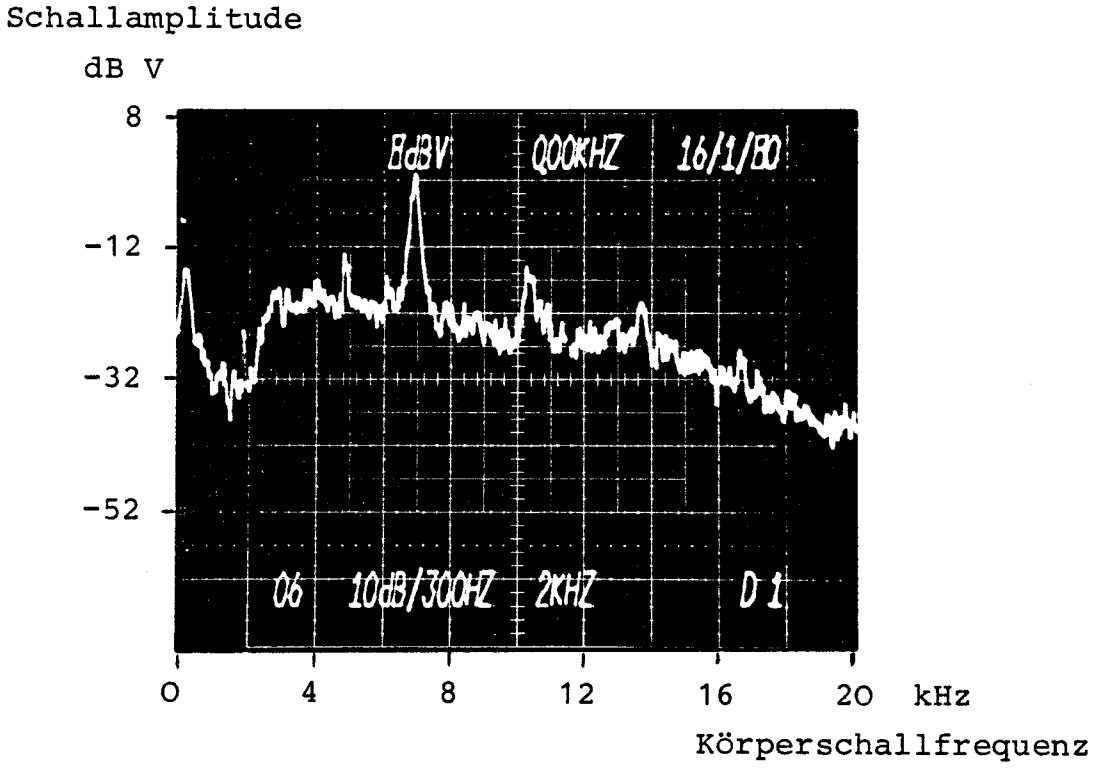


Abb. 1.3: Schallspektrum des Betriebsgeräusches innerhalb des Dampferzeugers während des Anfahrbetriebes
Daten identisch mit Abb. 1.1

Die praktische Wirkung des Filters auf die Absenkung des Signalpegels verdeutlicht die Abb. 1.4, in der das Schallspektrum von Leck 1, gemessen mit dem Detektor D1, mit und ohne 40 kHz-Hochpaßfilter dargestellt ist. In der Darstellung werden zwei verschiedene Frequenzmaßstäbe benutzt: bis zu 50 kHz beträgt der Maßstab 5 kHz/Teilstrich, oberhalb von 50 kHz 10 kHz/Teilstrich.

Schallamplitude

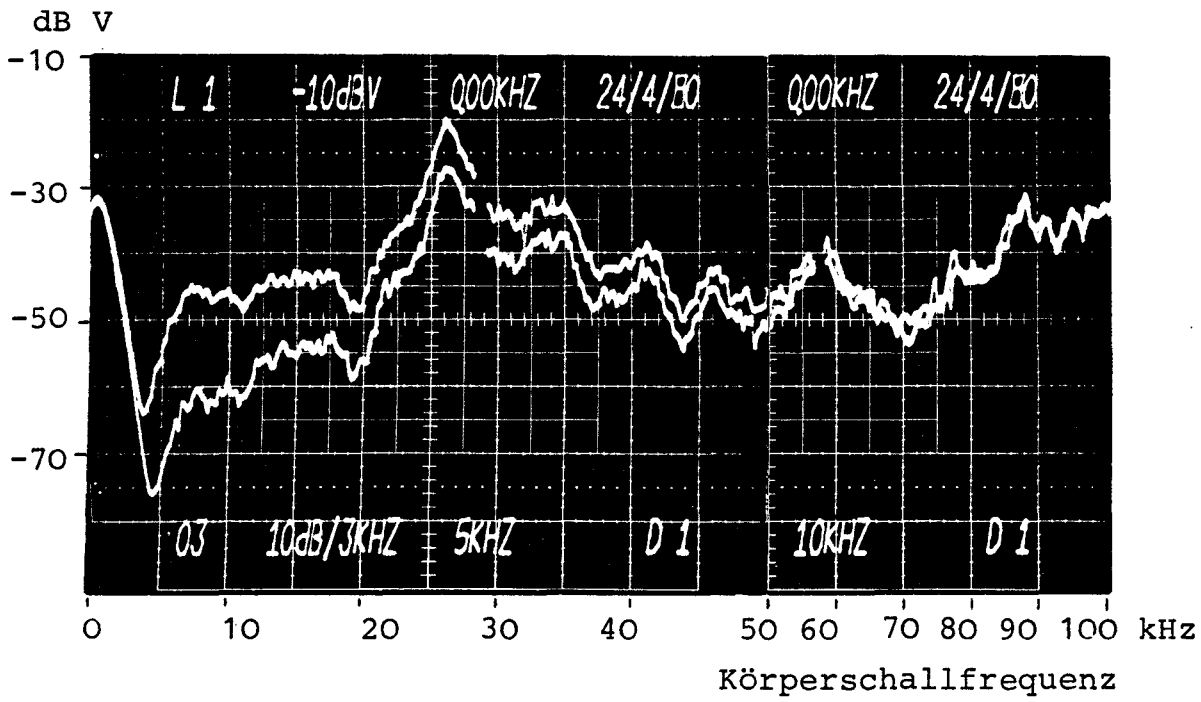


Abb. 1.4: Schallspektrum von Leck 1 mit und ohne 40 kHz-Hochpaßfilterung

obere Kurve : ohne 40 kHZ-Hochpaßfilterung

untere Kurve: mit 40 kHz-Hochpaßfilterung

Detektor : magnetostriktiver Körperschalldetektor (D1)

Detektorposition : Vorwärmerzone, Geradrohrbereich;

Frequenzmaßstab im Bereich von 50 - 100 kHz gegenüber dem Maßstab unter 50 kHz um den Faktor 2 verkürzt.

Bei einer Hochpaßfilterung mit diesen Werten kann dann evtl. wieder die ursprünglich vorgesehene Verstärkung der Detektorsignale eingesetzt werden. Da aber zum Zeitpunkt des Umbaus noch nicht gesagt werden konnte, wie hoch die Betriebsgeräusche der Anlage bei Vollastbetrieb sein werden, wurde bei der Ausrüstung der Verstärker mit den Hochpaßfiltern obiger Spezifikation außerdem die Verstärkung in zwei Stufen umschaltbar ausgeführt, und zwar können die Verstärker für die magnetostriktiven Körperschalldetektoren von 60 auf 80 dB, die übrigen Verstärker von 40 auf 60 dB Verstärkung umgeschaltet werden.

Wiederholungsmessungen des Eigenrauschens der Schallaufnehmer

Im Abschnitt 1.2.2 des NFE-Halbjahresberichtes II/1979 wurde bereits über Messungen des Eigenrauschens der Schallaufnehmer berichtet. Veränderte Erdungsbedingungen führten zu einer erheblichen Verminderung der Störeinstreuungen bei den piezoelektrischen Detektoren, wie das ein Vergleich der Abb. 1.5 mit der Abb. 1.6 zeigt.
Abb. 1.6 entspricht der Abb. 1.2 aus dem zitierten NFE-Halbjahresbericht und wurde unter den ursprünglichen Erdungsbedingungen aufgenommen. Sie wird an dieser Stelle noch einmal zwecks bequemen Vergleichs gebracht.

Eine weitere Verbesserung im Frequenzbereich oberhalb von 110 kHz kann dadurch erzielt werden, daß die sich an den Verstärker anschließende Meßelektronik, wie z.B. Spektrumanalysator und Effektivvoltmeter, nicht direkt, d.h. ohne galvanische Trennung, sondern vielmehr über einen Trennverstärker angeschlossen wird, so daß auf diese Weise eventuelle Erdschleifen eliminiert werden. Die Absenkung des Rauschpegels in dem erwähnten Frequenzbereich dokumentiert die Abb. 1.7.
Da die Abb. 1.6 mit einer Verstärkung von 60 dB aufgenommen wurde, soll auch an dieser Stelle noch einmal eine Messung des Rauschpegels mit einer Verstärkereinstellung

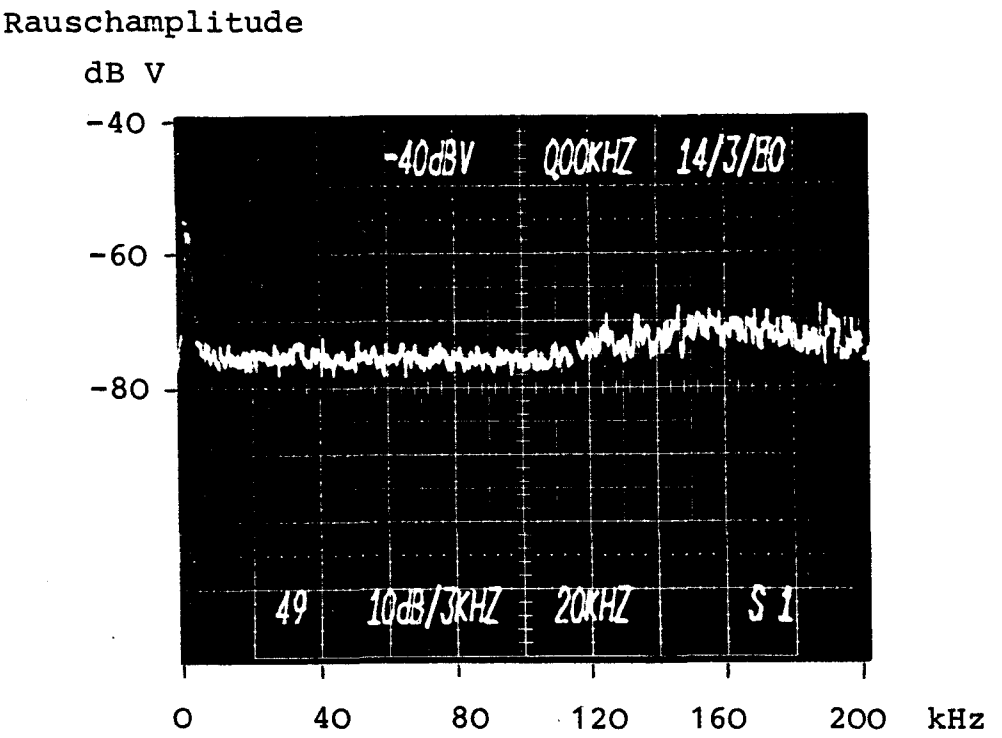


Abb. 1.5: Spektrum des Eigenrauschens eines piezoelektrischen Schallaufnehmers
Verstärkung : 40 dB
Signalausgang : ohne Trennverstärker;
Verbesserte Erdung im Vergleich zu Abb. 1.6

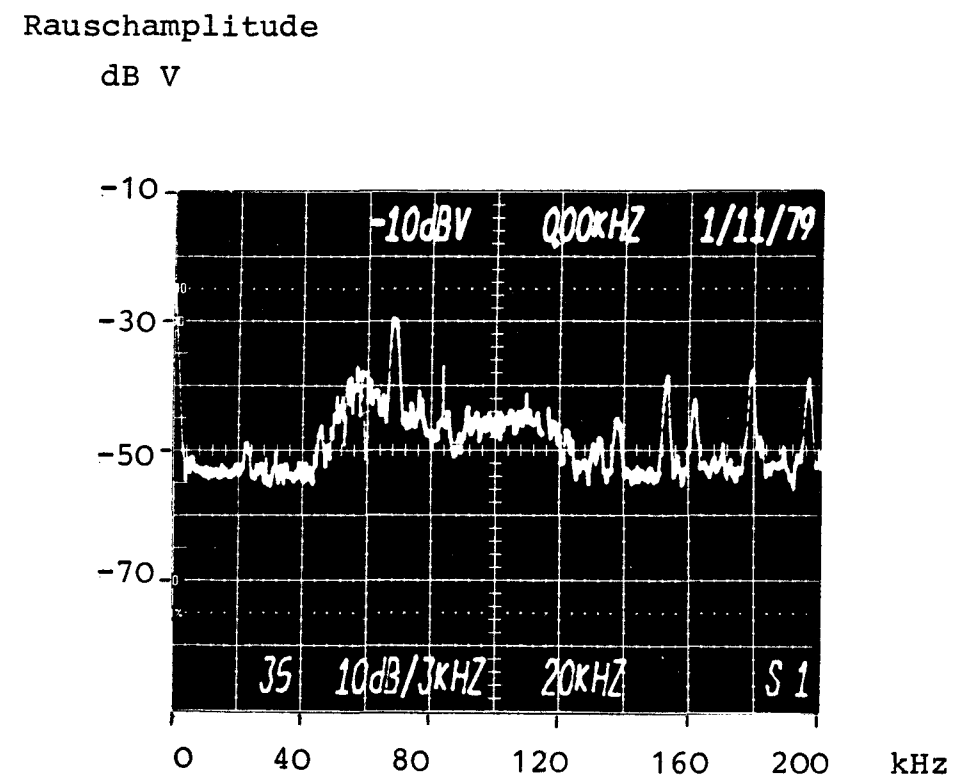


Abb. 1.6: Spektrum des Eigenrauschens eines piezoelektrischen Schallaufnehmers
Verstärkung : 60 dB
Signalausgang : ohne Trennverstärker;
(Abb. 1.5 identisch mit Abb. 1.2 aus dem NFE-Halbjahresbericht II/1979)

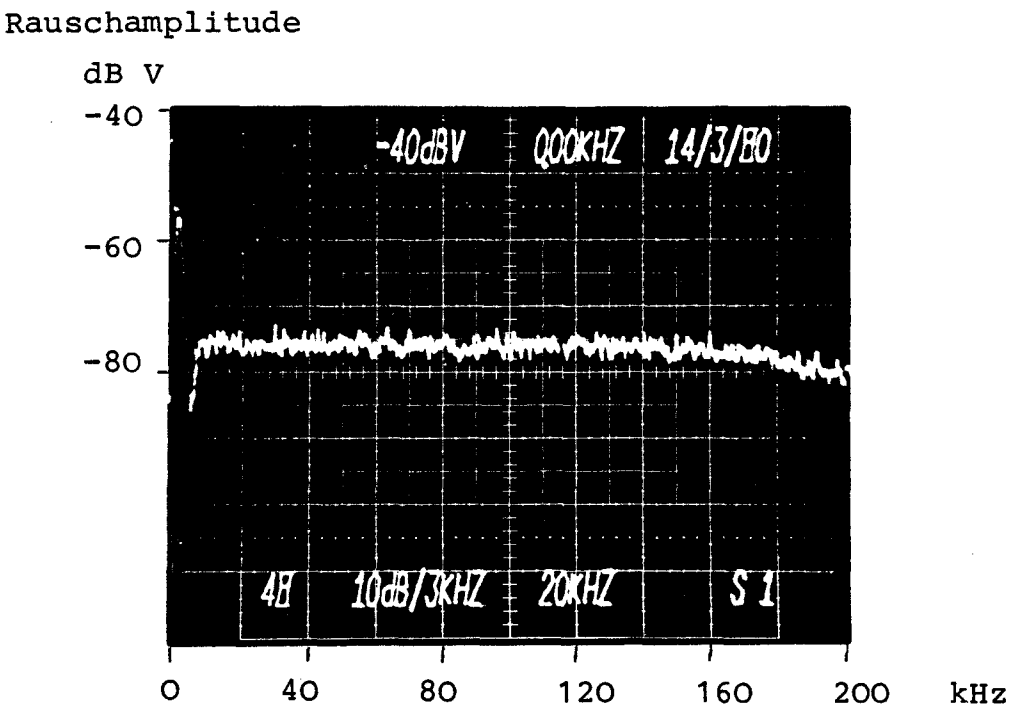


Abb. 1.7: Spektrum des Eigenrauschens eines piezoelektrischen Schallaufnehmers

Verstärkung : 40 dB

Signalausgang : mit Trennverstärker

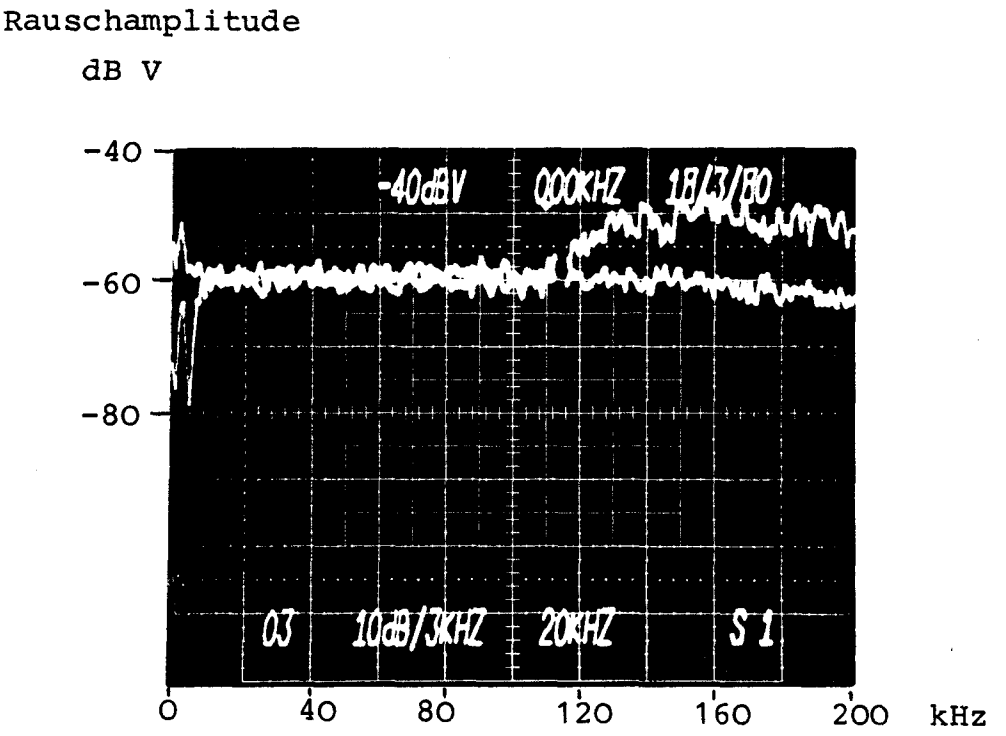


Abb. 1.8: Spektrum des Eigenrauschens eines piezoelektrischen Schallaufnehmers

Verstärkung : 60 dB

obere Kurve : Signalausgang ohne Trennverstärker

untere Kurve : Signalausgang mit Trennverstärker

von 60 dB angefügt werden. Die Abb. 1.8 zeigt das Ergebnis sowohl mit als auch ohne Trennverstärker. Oberhalb von 110 kHz ist hier ganz besonders deutlich die Verbesserung bei Zwischenschalten eines Trennverstärkers ersichtlich.
Wenn an dieser Stelle überhaupt über Messungen ohne Trennverstärker referiert wird, so aus dem Grund, weil in der gegenwärtigen Auslegung der Meßkanäle für die Ultraschallsignale zwischen Signalausgang ohne Trennverstärker und demjenigen mit Trennverstärker ein zusätzliches Bandfilter eingebaut ist, das z.Zt. nur mit einer oberen Filterkante von maximal 200 kHz und einer Flankensteilheit von 24 dB/Oktave geliefert wird. Da die von den Schalldetektoren übertragenen Signale, insbesondere der piezoelektrischen Schallaufnehmer, aber auch weitaus höhere Frequenzen enthalten (s.u.), wird man an dieser Stelle evtl. eine weitere Modifikation der Meßkanäle durchführen, wobei es wünschenswert wäre, die obere Grenze des Bandfilters umschaltbar auszulegen. Da aber auch die Trennverstärker auf dieses Frequenzband abgestimmt sind, muß deren Bandbreite dann ebenfalls erweitert werden.
Vorab muß jedoch geklärt werden, ob eine Auswertung des Signalanteils mit Frequenzen oberhalb von 200 kHz erforderlich ist, und falls ja, ob der erhöhte Rauschpegel im Bereich zwischen 110 und ca. 200 kHz bei Verzicht auf den Trennverstärker sich störend auswirkt.

1.1.2 Messung von Leckgeräuschen

Die Messungen zur Leckdetektion verfolgen zwei Ziele, und zwar soll einmal festgestellt werden, inwieweit bei Betriebsruhe auf die Existenz von Lecks geschlossen werden kann, zum anderen soll untersucht werden, ob sich auf der Basis von Ultraschallmessungen ein zuverlässiges Monitierungssystem aufbauen läßt, das zwischen normalem Betriebsgeräusch und anomalem Verhalten, hier insbesondere die Bildung von Lecks, in sehr frühem Zustand unterscheiden kann. Aus diesem Grund werden Messungen von Leckgeräuschen sowohl bei Betriebsruhe der Anlage als auch

während des Betriebes durchgeführt.

In den Abbildungen, die die Meßergebnisse demonstrieren, sind sowohl die Lecks angegeben, und zwar in der Ecke oben links, als auch die verwendeten Schallaufnehmer, deren Kurzbezeichnung unten rechts in die Spektrogramme eingeblendet ist.
Folgende Kurzbezeichnungen werden für die Lecks und Detektoren verwendet:

L 4 : Leck in der Vorwärmerzone im Geradrohrbereich noch innerhalb des Verdrängerkörpers, ursprünglich mit L 1 bezeichnet

L 1 : Leck in der Siedezone bei PNP-Fahrweise, ursprünglich mit L2 bezeichnet

L 2 : Leck in der Siedezone bei NFE-Fahrweise, ursprünglich mit L 3 bezeichnet

L 3 : Leck im Überhitzer im Geradrohrbereich kurz oberhalb der Helisse, ursprünglich mit L 4 bezeichnet

D 1 : magnetostriktiver Körperschalldetektor in der Vorwärmerzone im Geradrohrbereich noch innerhalb des Verdrängerkörpers

D 2 : redundant zu D 1

D 3 : magnetostriktiver Körperschalldetektor in der Mitte der Helisse

D 4 : magnetostriktiver Körperschalldetektor am Überhitzer im Geradrohrbereich kurz oberhalb der Helisse

D 5 : redundant zu D 4

D 6 : magnetostriktiver Körperschalldetektor kurz unterhalb der Rohrplatte

S 1 : piezoelektrischer Körperschalldetektor, unmittelbar benachbart zu D 1

S 2 : redundant zu S 1

S 3 : piezoelektrischer Körperschalldetektor, unmittelbar benachbart zu D 3

S 4 : piezoelektrischer Körperschalldetektor, unmittelbar benachbart zu D 4

S 5 : redundant zu S 4

S 6 : piezoelektrischer Körperschalldetektor, unmittelbar benachbart zu D 6

S 7 : magnetostriktiver "Gasschalldetektor", eingeschweißt in den Verdrängerkörper im Bereich der Siedezone bei PNP-Fahrweise

S 8 : magnetostriktiver "Gasschalldetektor", eingeschweißt in den Verdrängerkörper in der Mitte der Helisse

S 9 : magnetostriktiver "Gasschalldetektor", eingeschweißt in den Verdrängerkörper im Überhitzerbereich

S 10: magnetostriktiver "Gasschalldetektor", ausgelegt speziell für den unteren Frequenzbereich, Position unterhalb der Rohrplatte.

Die "Gasschalldetektoren" S 7, S 8, S 9 und S 10 wurden deswegen in Anführungszeichen gesetzt, weil man sie sicherlich nicht als reine Gasschalldetektoren ansehen kann. Zwar wurde ihre sensitive Fläche so ausgelegt, daß sie in erster Linie Gasschall detektieren werden, da sie aber mit der sensitiven Fläche ohne zusätzliche Dämpfung in den Mantel des Verdrängerkörpers eingeschweißt sind, werden sie ebenfalls Körperschall, der von den Dampferzeugerrohren durch deren Abstützungen auf den Verdrängerkörper übertragen wird,

erfassen. Bei dem Detektor S 10, der mit einer Stütze an der Rohrplatte befestigt ist und frei unterhalb der Rohrplatte steht, wird das über den Weg Rohrplatte - Stütze der Fall sein.

Betrachtet man außerdem die hier speziell gewählte Art der Leckgeräuscherzeugung, die dadurch geschieht, daß man Helium durch die Lecköffnung zurückströmen läßt, und zwar im überkritischen Strömungsbereich, so folgt daraus, daß sich Gasschall unmittelbar durch Austritt aus der Lecköffnung gegen das mit Schallgeschwindigkeit zurückströmende Helium nicht ausbreiten kann. Vielmehr entsteht Gasschall nur durch die Abstrahlung von Körperschall des Leckkopfes bzw. des Leckrohres und des Helissenabschnittes, auf den der Leckkopf geschweißt ist. Infolge der direkten Übertragung von Körperschall durch die Rohrhalterungen auf den Verdrängerkörper und damit auf die sensitive Fläche der "Gasschalldetektoren" S 7, S 8 und S 9 bzw. durch die Detektorstütze auf den Detektor S 10 wird die Annahme gestärkt, daß die letztgenannten Detektoren in nicht geringem Umfang auch Körperschall registrieren.

1.1.2.1 Ergebnisse der Messungen bei Betriebsruhe der Anlage

1.1.2.1.1 Messungen mit den Körperschalldetektoren

Im abgeschalteten Zustand der Anlage wurden die Ultraschallgeräusche aller Lecks mit nahezu sämtlichen Detektoren gemessen, wobei zum Teil auf Messungen mit den redundant ausgelegten Detektoren verzichtet wurde.

Zusammenfassend kann festgestellt werden, daß sämtliche Lecks in allen Meßpositionen nachgewiesen werden konnten. Außerdem ließ die unterschiedliche Höhe der mit den verschiedenen Detektoren gemessenen Signale eine grobe Lokalisierung zu. Befinden sich Leck und Detektor in unmittelbarer Nachbarschaft, so sind trivialerweise die Schallsignale sehr hoch und besonders breitbandig, mit zunehmen-

dem Abstand zwischen Leck und Detektor nehmen die Signale sowohl in der Amplitude als auch im Frequenzumfang ab. Das sollen weiter unten einige Beispiele zeigen.

Bevor jedoch Einzelergebnisse angeführt werden, ist hier vorab zu erwähnen, daß offensichtlich bei der Bezeichnung der Lecks eine Verwechselung erfolgt sein muß. Die Meßergebnisse lassen nur den Schluß zu, daß eine zyklische Vertauschung erfolgt ist, und zwar in der Reihenfolge, daß nicht, wie geplant und in der Zeichnung Nr. 1.36760/214-026/Oa von EVT ausgewiesen, die Lecks, beginnend in der Vorwärmerzone, in Strömungsrichtung des Wasser-Dampfgemisches fortlaufend mit 1 bis 4 numeriert worden sind, vielmehr befindet sich das Leck Nr. 4 in der Vorwärmerzone, daran schließen sich die Lecks dann mit der fortlaufenden Numerierung von 1 bis 3 an. Das wurde bereits in der voraufgegangenen Aufstellung der Leckbezeichnung berücksichtigt. (Der Text zu Abb. 1.6 aus dem NFE-Halbjahresbericht II/1979 ist entsprechend zu korrigieren.)
Selbstverständlich war zu überprüfen, ob die Ergebnisse nicht dadurch erklärt werden konnten, daß nicht die Lecks falsch numeriert worden waren, sondern die Schallaufnehmer. Diese Annahme ergibt, daß jeweils ganze Gruppen von Schallaufnehmern falsch bezeichnet sein müßten: sowohl die redundant ausgelegten Detektoren als auch die unmittelbar benachbarten magnetostriktiven und piezoelektrischen Schallaufnehmer, wie z.B. D 1/D 2 und S 1/S 2. Entscheidender aber ist, daß eine Umbenennung der Schallaufnehmer auch eine Umbenennung der Lecks bedingt, die außerdem noch wechselt und dadurch zu widersprüchlichen Ergebnissen führt.

Beispiele für die sehr starken und auch breitbandigen Schallsignale in den Fällen, in welchen die Schallquelle und der Detektor nur wenige cm voneinander entfernt waren, stellen die Abb. 1.9 un 1.10 dar, die das Leckgeräusch von L 4, gemessen mit den Detektoren D 1 und S 1 zeigen.

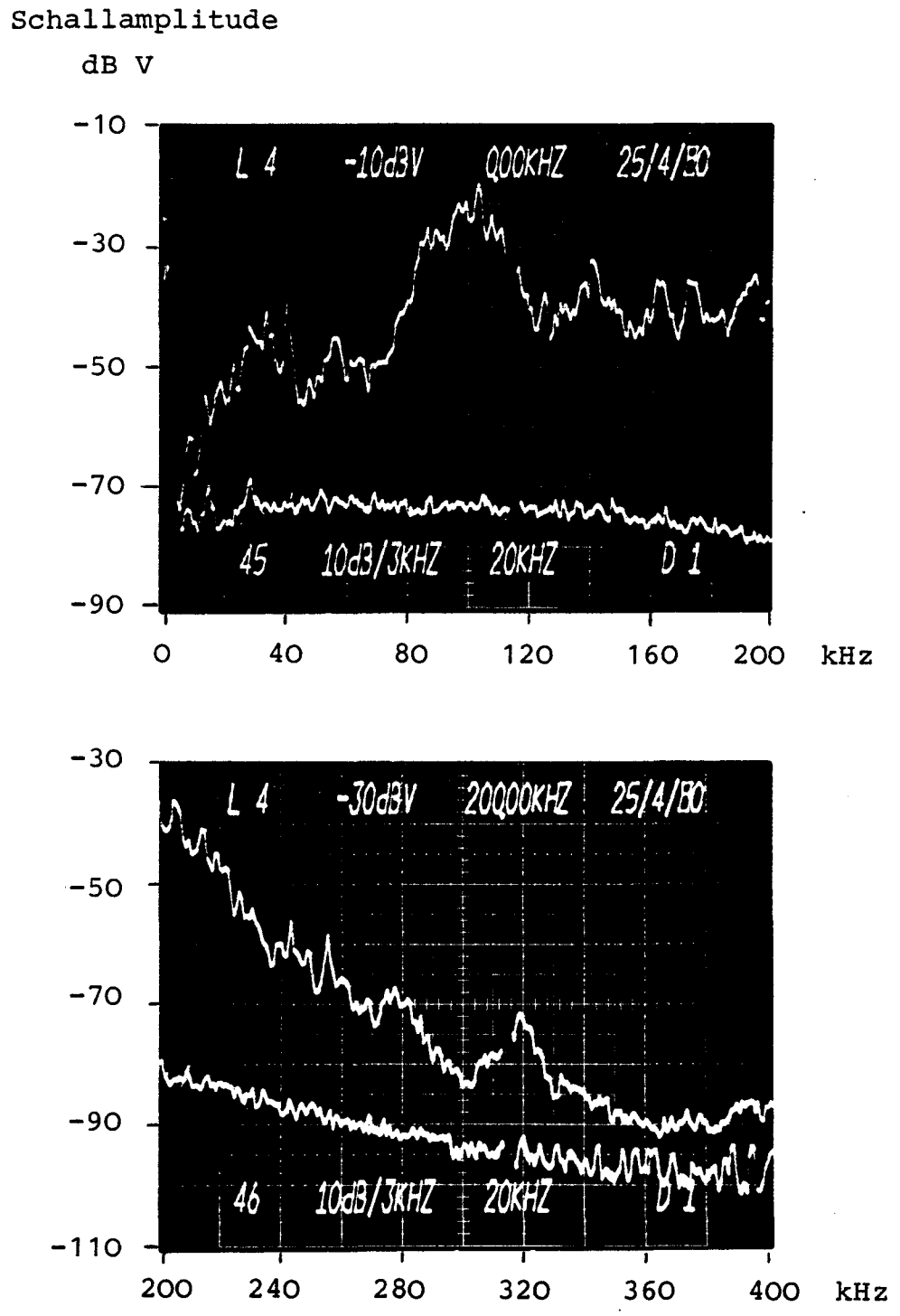


Abb. 1.9: Spektrum des Leckgeräusches von L 4, gemessen mit D 1

Obere Kurve : Schallspektrum
Untere Kurve : Rauschpegel
Signalverstärkung: 60 dB
Signalausgang mit Trennverstärkung;
Heliumdruck im Dampferzeuger während der Messung: 13,1 bar absolut,
ausströmende Heliummenge: ca. 19 Nm^3/h

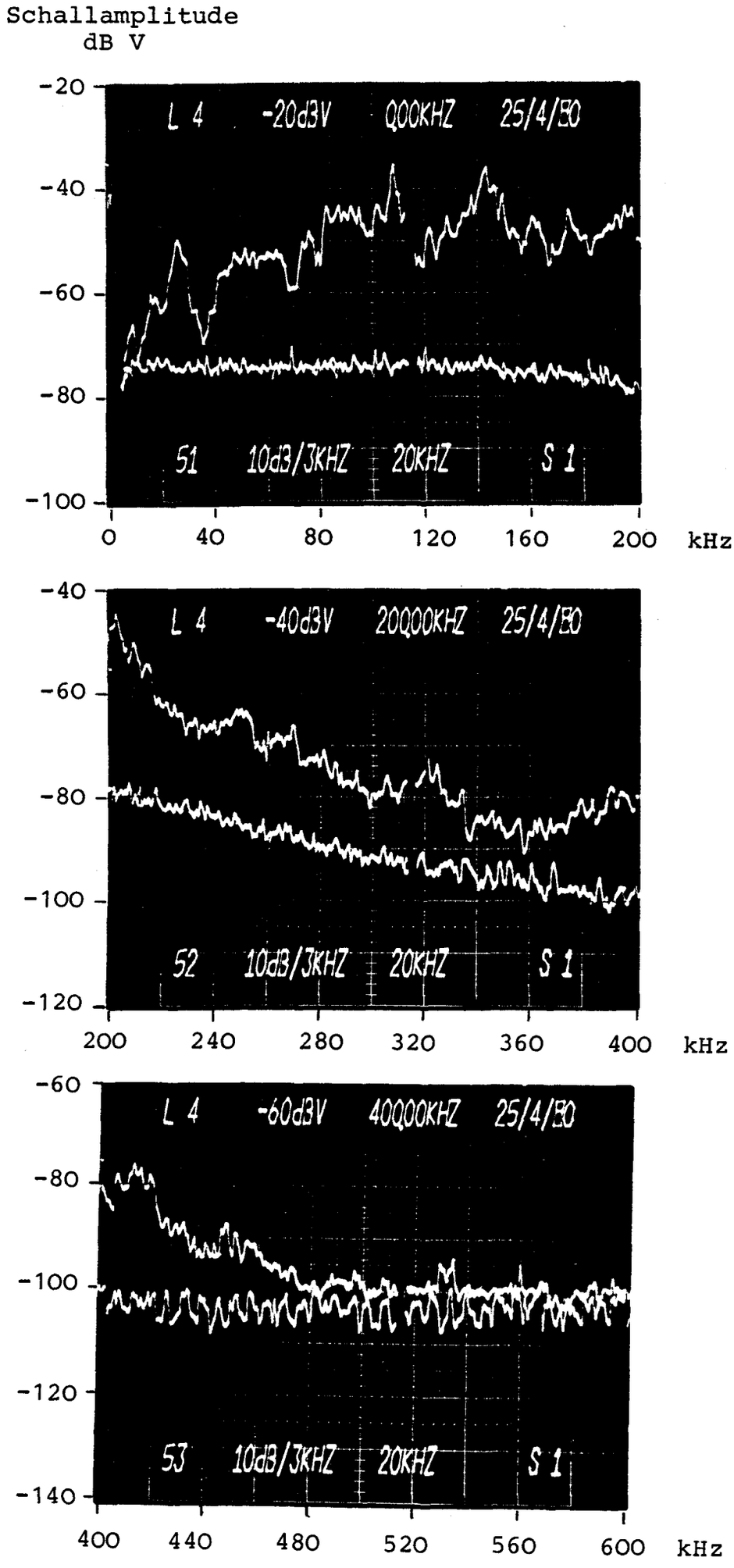


Abb. 1.10: Spektrum des Leckgeräusches von L 4, gemessen mit S 1
Signalverstärkung: 40 dB, übrige Daten und Angaben siehe Text zu Abb. 1.9

Von wesentlich höherem Interesse sind die Meßergebnisse bei relativ großem Abstand zwischen Schallquelle und Detektor. Die Abb. 1.11 und 1.12 geben die Spektren vom Leck im Überhitzerbereich L 3, gemessen mit den Detektoren D 1 und S 1, wieder.

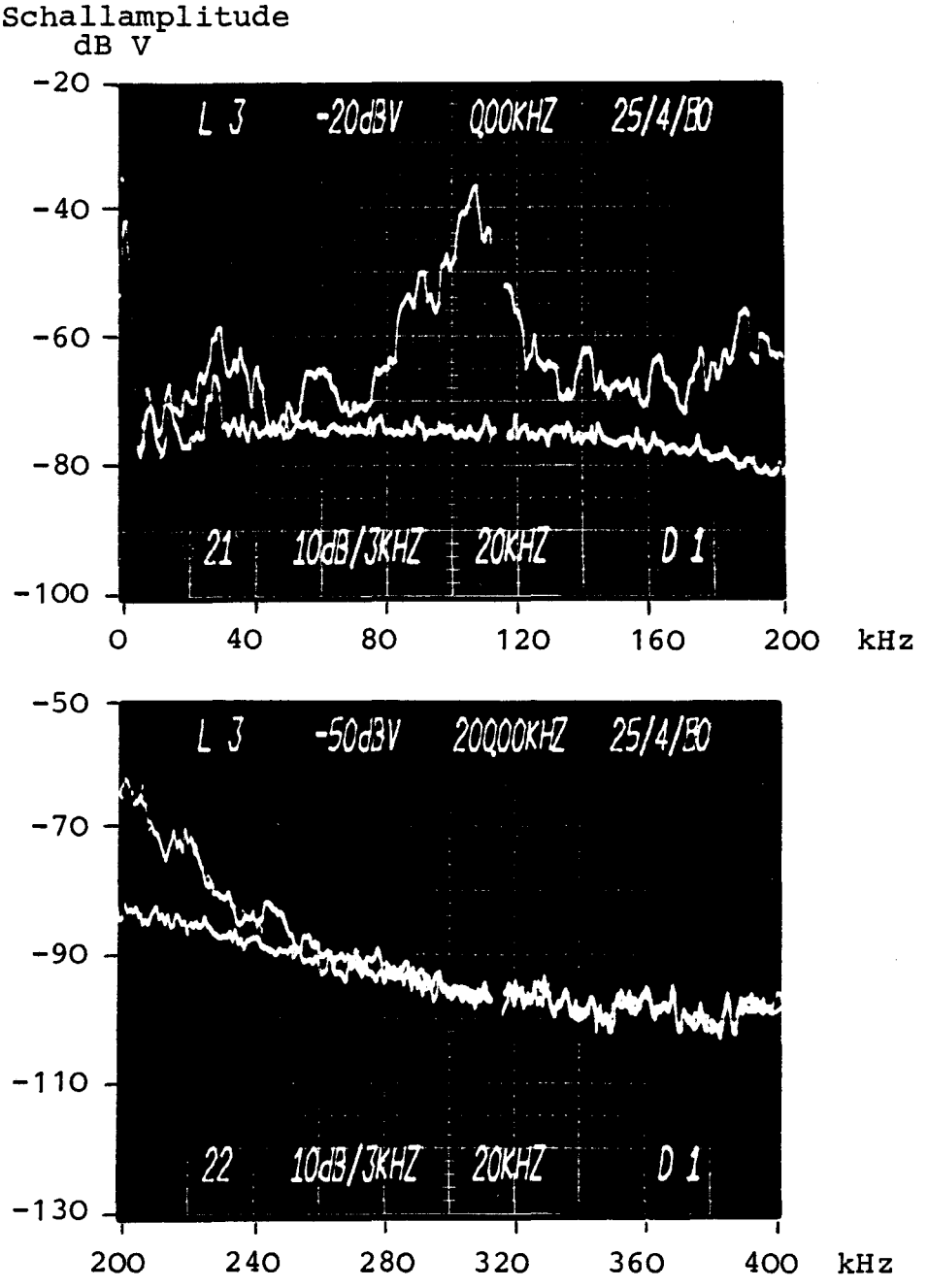


Abb. 1.11: Spektrum des Leckgeräusches von L 3, gemessen mit D 1

Obere Kurve : Schallspektrum
Untere Kurve : Rauschspektrum

Daten siehe Text zu Abb. 1.9

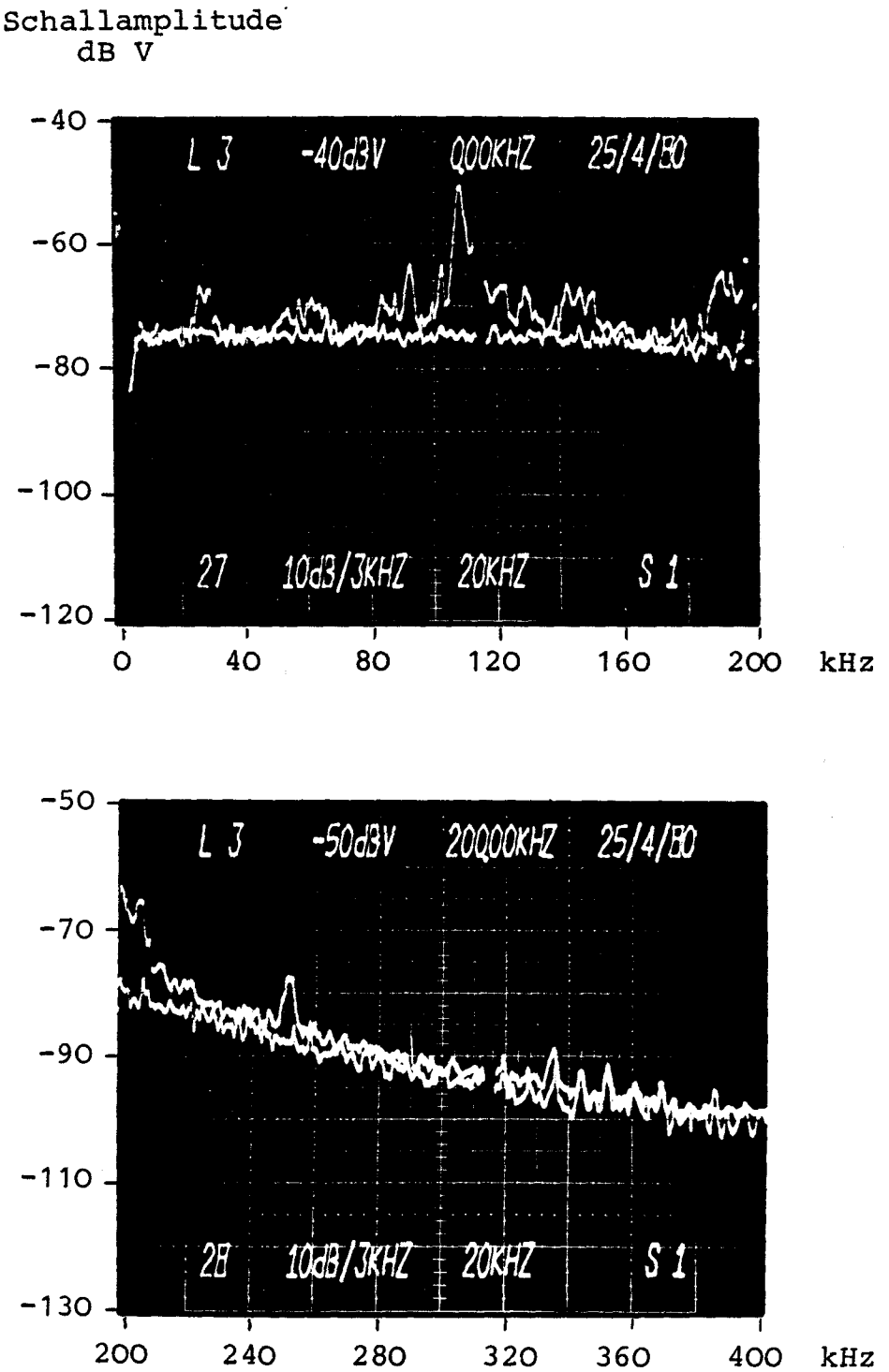


Abb. 1.12: Spektrum des Leckgeräusches von L 3, gemessen mit S 1

Obere Kurve : Schallspektrum
untere Kurve : Rauschpegel

Daten siehe Text zu Abb. 1.10

Der Detektor D 1 liefert ein sehr starkes Signal, das sich bis zu mehr als 35 dB aus dem Rauschpegel erhebt. Wesentlich schwächer, aber immer noch deutlich erkennbar, sind die Lecksignale im Spektrum des Detektors S 1. Zwar läßt die Abb. 1.12 schon erkennen, daß Signale dieser Größe während des Betriebes mit hoher Wahrscheinlichkeit für eine Monitierung nicht ausreichen werden, was die nachfolgenden Ergebnisse bestätigen; für eine Erkennung von Lecks im abgeschalteten Zustand der Anlage genügen sie aber völlig, insbesondere dann, wenn eine spektrale Messung wie hier durchgeführt wird.

Mit diesem Ergebnis kann gefolgert werden, daß mit einem einzigen Detektor ein einzelner Strang eines Dampferzeugers der hier gegebenen Größe und Bauart (Länge ca. 27 m) hinsichtlich eines relativ kleinen Lecks bei Betriebsruhe der Anlage überprüft werden kann. Wird ein zweiter Detektor am anderen Ende des Stranges angebracht, so ist aus der unterschiedlichen Signalhöhe und dem Frequenzumfang des Signals eine grobe Lokalisierung möglich.

1.1.2.1.2 Messungen mit den "Gasschalldetektoren"

Für eine integrale Erfassung des gesamten Dampferzeugerraumes wurden die Detektoren S 7 bis S 10 installiert.

Als günstigste Position hinsichtlich des Abstandes zur gesamten Helisse ist die Position des Detektors S 8 in der Mitte des Verdrängerkörpers anzusehen. Aus diesem Grund werden Meßergebnisse mit diesem Detektor in den Abb. 1.13, 1.14 wiedergegeben.
Das Leck L 4 liegt mit dem Leck L 3 am weitesten vom Detektor S 8 entfernt, so daß das Ergebnis als unter "ungünstigen Bedingungen gemessen" angesehen werden kann.
Ähnliche Ergebnisse, wenn auch im quantitativen Verlauf unterschiedlich, liefern die Detektoren S 7 und S 9, ebenso, wenn die übrigen Lecks als Schallquelle benutzt werden. Dabei liegen die Ergebnisse zum Teil erheblich über dem

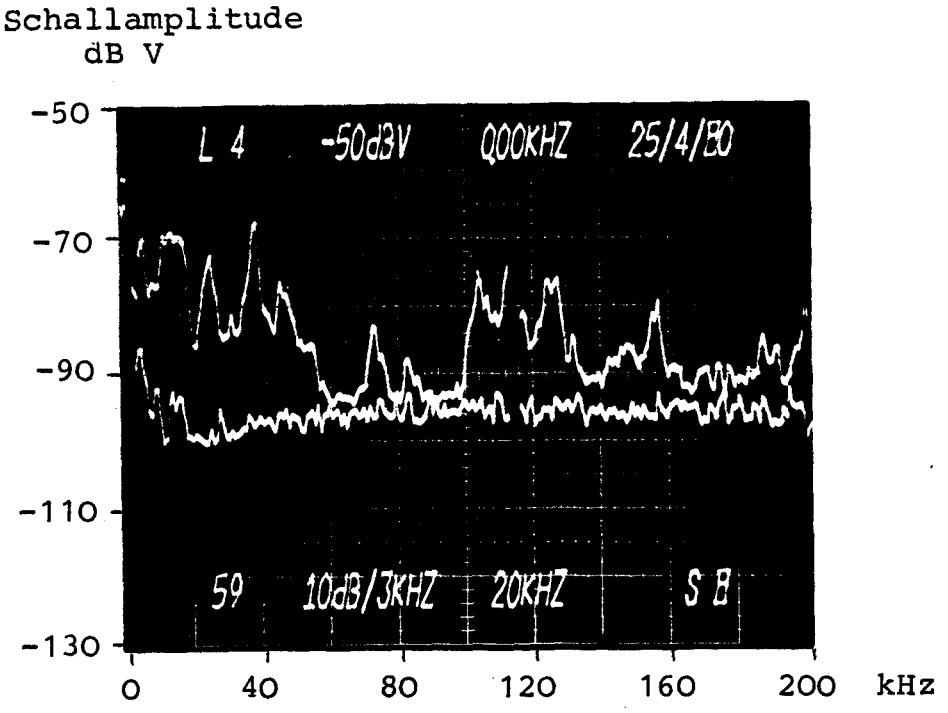


Abb. 1.13 : Schallspektrum von Leck L 4, gemessen mit dem Detektor S 8
Obere Kurve : Schallspektrum
Untere Kurve : Rauschpegel
Daten siehe Text zu Abb. 1.10

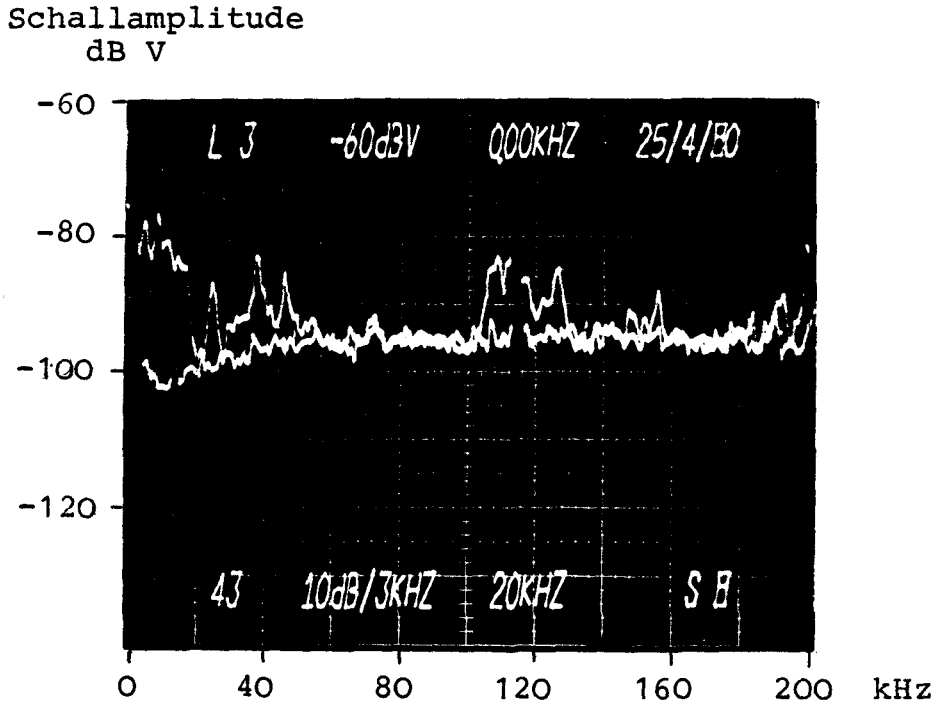


Abb. 1.14: Schallspektrum von Leck L 3, gemessen mit dem Detektor S 8
Obere Kurve : Schallspektrum
Untere Kurve : Rauschpegel
Daten siehe Text zu Abb. 1.10

Signalpegel der Abb. 1.13, in einem Fall aber auch wesentlich tiefer, und zwar, wenn der von Leck 3 emittierte Ultraschall gemessen wird. S 7, S 8 und auch S 9 liefern dann nur ein relativ geringes Signal. Als Beispiel diene wiederum das mit S 8 gemessene Spektrum.
Trotz des geringeren Signals ist aber auch hier eine ganz klare Unterscheidung zwischen dem Rauschpegel und dem Lecksignal möglich.
Zum Abschluß der Messungen bei Betriebsruhe sind noch zwei Ergebnisse mit dem Detektor S 10 anzufügen. Die Abb. 1.15 zeigt das Schallspektrum von L 1, das den starken Anstieg des Signalpegels unterhalb von 100 kHz erkennen läßt. Die höchsten Amplituden werden im Bereich unterhalb von 20 kHz erreicht obwohl, wie bei den Messungen mit den übrigen Detektoren, auch in diesem Fall eine Hochpaßfilterung erfolgte.
Ein Meßergebnis ohne Hochpaßfilterung, d.h. vor dem Umbau der Verstärker, zeigt die Abb. 1.16, in der das Leckgeräusch von L 4, das ist das von S 10 am weitesten entfernte Leck, wiedergegeben ist.
Damit wurde gezeigt, daß mit den "Gasschalldetektoren" sämtliche Lecks nachgewiesen werden konnten. Diese Detektoren sind damit geeignet, den gesamten Dampferzeugerraum hinsichtlich der hier gegebenen sehr kleinen Lecks bei Betriebsruhe der Anlage zu überprüfen. Da alle Detektoren dazu in der Lage waren, ist man hinsichtlich einer Positionierung eines Schalldetektors damit völlig frei.

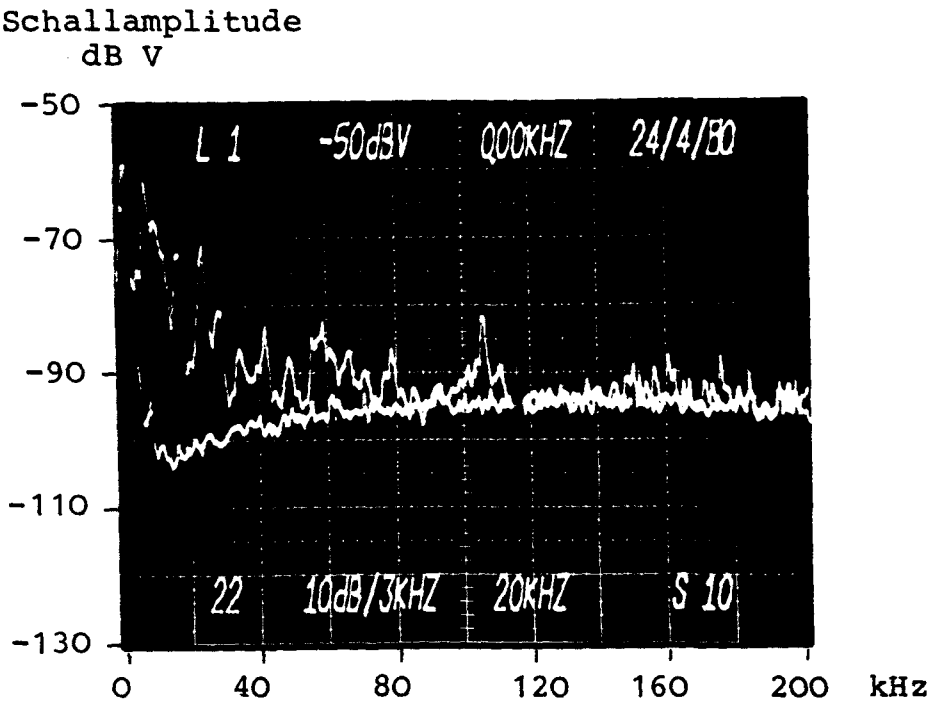


Abb. 1.15: Schallspektrum von L 1, gemessen mit S 10
Obere Kurve : Schallspektrum
Untere Kurve : Rauschpegel
Daten siehe Text zu Abb. 1.10

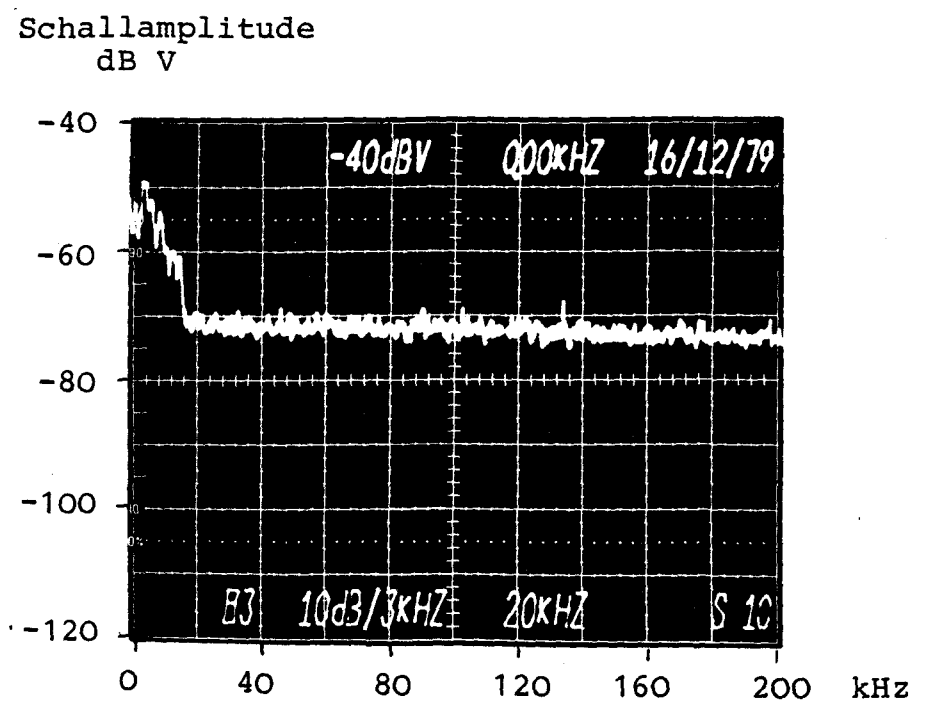


Abb. 1.16: Schallspektrum von L 4, gemessen mit dem Detektor S 10

Signalverstärkung : 60 dB
Signalausgang ohne Trennverstärkung
Heliumdruck im Dampferzeuger während der Messung: ca. 10 bar absolut
Ausströmende Heliummenge: ca. 11 Nm^3/h

1.1.2.2 Messungen von Leckgeräuschen während des Betriebes der Anlage EVA II

Wenn in diesem Halbjahresbericht über Ergebnisse während des Betriebes der Anlage EVA II, wobei hier nur der Betrieb des Dampferzeugers interessiert, berichtet wird, so unter dem Vorbehalt, daß es sich zwangsläufig um "vorläufige Ergebnisse" handelt, die evtl. späteren Korrekturen unterworfen werden müssen. Die Tatsache, daß die Anlage noch nicht mit den Auslegungsdaten gefahren wurde, führt dazu, daß infolge des während der Messung herrschenden Heliumdruckes von 20 bar nicht die im späteren Betrieb (40 bar) erzielbaren Leckgeräusche produziert werden konnten. Nimmt man auf Grund von früheren Messungen an, daß mit Erhöhung des Heliumdrucks auf 40 bar die Leckgeräusche den doppelten Wert annehmen, so ist in der logarithmischen Darstellung der Meßergebnisse mit einem Anstieg im Signalpegel von ca. 6 dB zu rechnen.
Ebenso muß aber auch erwartet werden, daß eine Anhebung der übrigen Betriebsdaten auf ihren Auslegungswert einen entsprechenden Anstieg des Betriebsgeräusches zur Folge hat, wodurch der Signalgewinn im Leckgeräusch evtl. wieder eingeholt wird.
Unter diesem Aspekt ist zu vermuten, daß eventuelle Korrekturen an den bisherigen Ergebnissen nicht grundsätzlicher Natur sein werden, so daß hier eine "Vorab"-Veröffentlichung gerechtfertigt erscheint.

1.1.2.2.1 Messung mit den Körperschalldetektoren

Befinden sich Schallaufnehmer und Schallquelle in unmittelbarer Nachbarschaft, wie z.B. die Detektoren D 1, D 2, S 1 und S 2 bezüglich L 4, so sind die Leckgeräusche von L 4 klar vom Betriebsgeräusch zu trennen. Die Abb. 1.17 diene dazu als Beispiel. Sie zeigt einerseits die deutliche Trennung des Leck- und Betriebsgeräusches oberhalb von 60 kHz, andererseits aber auch, daß der Anstieg über den Betriebsgeräuschpegel höchstens ca. 25 dB beträgt, etwa im Bereich um 200 kHz. Das hat zur Folge, daß bei Nutz-

signalen, die nicht so stark sind wie das Schallsignal von L 4, gemessen mit D 1 (Vergleich mit Abb. 1.9), eine Trennung von Leck- und Betriebsgeräusch schwierig oder unmöglich wird. Dies trifft praktisch für alle Leck-Detektorkombinationen zu, die nicht die Forderung nach unmittelbarer Nachbarschaft erfüllen. Eine Ausnahme bildet allenfalls Leck 1, das noch durch die Detektoren S 1, S 2 und D 2 nachgewiesen werden kann.

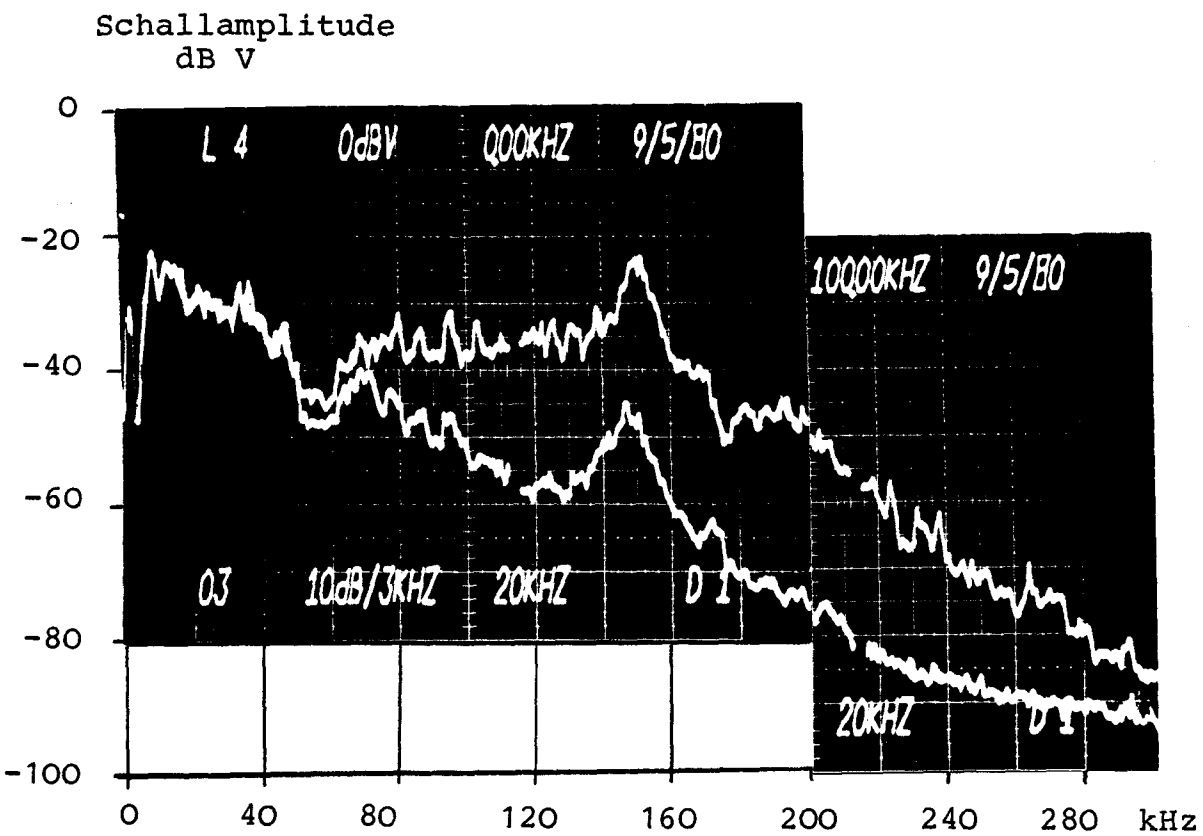


Abb. 1.17: Spektrum des Betriebsgeräusches des Dampferzeugers und des Leckgeräusches von L 4, gemessen mit D 1

Obere Kurve : Betriebs- und Leckgeräusch
Untere Kurve : nur Betriebsgeräusch
Dampfdurchsatz : ca. 5 to/h
Heliumdruck : 20 bar

Der Abstand zwischen L 1 und diesen Detektoren beträgt ca. 4 m. Eine "Reichweite" der Schallaufnehmer in dieser Größenordnung ist aber völlig unzureichend und folglich indiskutabel.

Einschränkend soll hinzugefügt werden, daß sich die bisherigen Messungen mit den Körperschalldetektoren in erster Linie auf den Frequenzbereich bis zu maximal 200 kHz erstrecken. Nur in einzelnen Fällen wurde auch der Bereich

von 200 - 400 kHz untersucht, und zwar stets, wenn man von den Fällen unmittelbarer Nachbarschaft wiederum absieht, mit negativem Ergebnis. Eine systematische Untersuchung dieses Frequenzbereichs steht aber noch aus.
Wie bereits erwähnt, werden grundlegende Änderungen dieser Ergebnisse nicht erwartet. Daher muß aus heutiger Sicht die Frage nach der Detektierbarkeit von Lecks dieser Größenordnung während des Betriebes auf der Basis von Körperschallmessungen unmittelbar am Dampferzeugerrohr verneint werden.

1.1.2.2.2 Messung mit den "Gasschalldetektoren"

Die Ergebnisse der Messungen mit den "Gasschalldetektoren" lassen sich nicht ganz so eindeutig darstellen, und zwar sind zum Teil Lecks während des Betriebes detektierbar, zum Teil aber auch nicht.

Zunächst kann einheitlich festgestellt werden, daß der für den niederfrequenten Bereich ausgelegte Detektor S 10 unterhalb der Rohrplatte kein vom Betriebsgeräusch separierbares Lecksignal liefert. Das ist auch leicht erklärlich und wurde nicht anders erwartet, denn es wurde mehrfach ausgeführt, daß die Betriebsgeräusche insbesondere im niederfrequenten Bereich unter 100 kHz sehr hoch sind und mit fallender Frequenz, wie die Ergebnisse zeigen, ansteigen. Dies erschwert naturgemäß eine Leckdetektion in diesem Frequenzbereich bzw. macht sie unmöglich.
Hinsichtlich der übrigen "Gasschalldetektoren" soll zunächst das Meßergebnis vorgestellt werden, das den größten Signalanstieg mit Leckgeräusch gegenüber dem Betriebsgeräusch erbrachte, und zwar die Messung von L 1 mit S 8. Die Abb. 1.18 zeigt den Ausschnitt aus dem Spektrum von 100 - 300 kHz mit dem besonders signifikanten Bereich von 190 - 240 kHz.
Im Frequenzbereich unterhalb von 100 kHz war eine Trennung zwischen dem Leck- und Betriebsgeräusch nicht möglich, so daß hier auf eine Wiedergabe dieses Spektralbereiches verzichtet werden kann. Der Detektor S 8 trennte auch hinsichtlich der übrigen Lecks das Leck- vom Betriebsgeräusch.

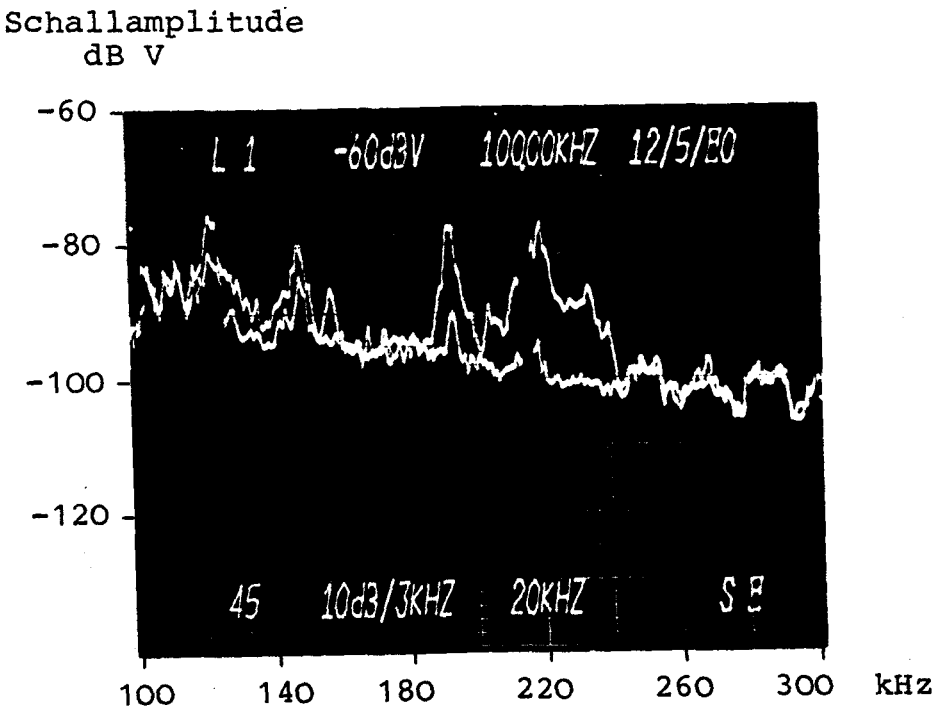


Abb. 1.18: Leckgeräusch von L 1 während des Betriebes, gemessen mit S 8
Obere Kurve : Leck- und Betriebsgeräusch
Untere Kurve : nur Betriebsgeräusch

Das Signal von L 3 hob sich aber nur sehr wenig vom Betriebsgeräusch ab. Wie aber bereits früher ausgeführt wurde, ist das Leckgeräusch, das von L 3 produziert wird, sehr niedrig, so daß hinsichtlich L 3 kein anderes Ergebnis erwartet werden konnte.
Ähnliche Ergebnisse lieferten auch die Schallaufnehmer S 7 und S 9. Der Signalgewinn mit Leckgeräusch gegenüber dem Betriebsgeräusch war jedoch zum Teil außerordentlich gering. Hinsichtlich L 3 war eine Unterscheidung zwischen den Spektren mit und ohne Leckgeräusch nicht möglich.
Damit ist zwar grundsätzlich gezeigt, daß Lecks der hier gegebenen Größe während des Betriebes des Dampferzeugers mit einem optimal positionierten Detektor nachgewiesen werden können, wobei einschränkend gesagt werden muß, daß der Dampferzeuger noch nicht im Vollastbetrieb gefahren wurde, es wäre aber entschieden verfrüht, daraus bereits allgemeine Schlüsse zu ziehen.

1.2 Grundlagenversuche zur H_2-Permeation

Der Versuchsstand HD-PERM gleicht im wesentlichen den bisherigen Permeationsmeßständen für eine einzelne Rohrprobe. Jedoch ist hier der Nachweis von Wasserstoff auch auf der Sekundärseite durch Trocknung des Trägergasstromes in einer Kühlfalle möglich. Als Probenwerkstoff ist Incoloy 800 eingesetzt.
Zunächst soll in diesem Versuchsstand die Kopplung der Wasserstofferzeugung durch Wasserdampf-Metall-Reaktion und dann sekundärseitiger Korrosion und Permeation untersucht werden. Die Apparatur wurde im Berichtszeitraum in Betrieb genommen.

Nach Abschluß dieses Versuchsprogramms soll die Wirkung der Oxidschicht bezüglich Deuteriumdurchtritt (als Modellsubstanz für Tritium) von der Primärseite in den Sekundärkreis untersucht werden.

Dazu ist die gaschromatographische Trennung von Protium und Deuterium notwendig. Diese wird mit dem von der Deutschen L'Air Liquide gelieferten und bereits in Betrieb genommenen Gaschromatographiesystems (mit He als Trägergas) durchgeführt werden.

Hierbei soll sich auch die Einsetzbarkeit dieses Analysesystems zur Permeationsmessung an der EVA-II-Anlage zeigen.

1.3 Röhrenspaltofensimulationsprogramm

Mit dem Programm ROSI steht eine rechnerische Simulationsmöglichkeit zur Optimierung von Röhrenspaltöfen zur Verfügung. In der vorliegenden Form wird speziell der in EVA II verwendete RSO-Typ betrachtet.
Basierend auf dem Programm DSR5, entwickelt in Zusammenarbeit des IRB mit der Fa. General Elektric, wurde durch zusätzlichen Einbau weiterer Unterprogramme zur Berechnung des Wärmeübergangs und des Druckverlustes eine universelle Berechnungsmöglichkeit von Röhrenspaltöfen obigen Typs geschaffen.
Ausgehend von der Eintrittsgaszusammensetzung, - temperatur, Heliumeintrittstemperatur und der Geometrie des RSO berechnet dieses Programm unter Berücksichtigung des Wärmeübergangs und einer eindimensionalen Kinetik die Austrittstemperaturen, die Austrittszusammensetzung des Spaltgases sowie dessen Annäherung an das Gleichgewicht. Weiterhin werden Leistungsaufnahme des Spaltgases und deren Anteil reiner Reaktionsenthalpie sowie die Leistungsabgabe des Heliums berechnet.

Da durch eine sehr detaillierte Auflistung der Zwischenergebnisse im Ausgabedatensatz des Programms eine Analyse der evtl. nur unzureichend genau beschriebenen Gesetze für Wärmeübertragung, Druckverlust, Kinetik usw. möglich ist, wird im Anschluß an den Probebetrieb der Anlage EVA II/ADAM II ein Vergleich der gemessenen und der theoretisch ermittelten Daten vorgenommen werden, um so evtl. Schwachstellen dieses Berechnungsweges überarbeiten zu können.

Eine Studie über die Auswirkungen einer Absenkung der Heliumeintrittstemperatur auf 850 °C und Beobachtung des Verhaltens des RSO bei Variation geometrischen und verfahrenstechnischen Größen wurde mit der "Parameterstudie 850, Teil 1" vorgestellt.

2. Zu Programmpunkt 3.2

Laborversuche zur Methanisierung

Im Berichtszeitraum konnten nur sehr wenige Experimente durchgeführt werden, weil die Gasversorgungsanlage "EVCHEN" nur einmal zu Beginn des Jahres kurzfristig zur Verfügung stand. In der Zeit, die für erforderlich gewordene Umbauarbeiten bei"EVCHEN" notwendig war, wurde ein neuer Druckbehälter mit Reaktionsrohr Metha I (D_i = 15 mm) installiert und das Experiment für Katalysator-Schwefelbeladungsuntersuchungen und ein neuer Prüfstand für Standardtests nach BERTY-Prinzip aufgebaut. Gleichzeitig wurden erste Ergebnisse mit der DUPONT-Thermowaage mit Bezug auf Katalysatorreduzierung erarbeitet.

2.1 Katalysatoruntersuchungen in Reaktionsrohren "Metha"

Die Laborversuche wurden gemäß der NFE-HJB 1/79 S.13 beschriebenen Methoden durchgeführt.

Test am Katalysator A4

Der im HJB 2/79 S.34 beschriebene Integralversuch MI/15 wurde in STM-Fahrweise für kurze Dauer fortgeführt.(Bild 2.1) Nach dem Wiederanfahren trat ein starker bis auf 3.5 bar zunehmender Druckverlust auf. Wegen Ausfalls der Gasversorgung wurde der Versuch nach insgesamt 1528 h Versuchsdauer abgebrochen. Im Reaktor wurden nach Öffnen starke, zum Ende des Reaktors hin abnehmende Staubablagerungen gefunden. Bis zur Mitte des Reaktors bestand dieser Staub fast nur aus Ruß, am Ende offensichtlich aus Katalysatorabrieb (siehe Tab.: 2.1). Die BET-Oberfläche hat sich bei diesem Versuch gegenüber der direkt nach Ausbau aus dem R1o1 des ADAM I gemessenen Oberfläche nur noch geringfügig verändert (siehe Tab.: 2.1).

Ein Standardaktivitätstest bei 250 °C mit Katalysator aus dem Bereich der höchsten Temperatur, durchgeführt beim Katalysatorhersteller, ergab ein mit weniger stark belasteten Katalysatoren vergleichbares Ergebnis (Tab.: 2.1,siehe auch HJB I/78 S.47). Die Messungen zur Porenverteilung zeigen bei konstantem Porenvolumen eine deutliche Verschiebung zu größeren Poren (Bild 2.2 und 2.3).

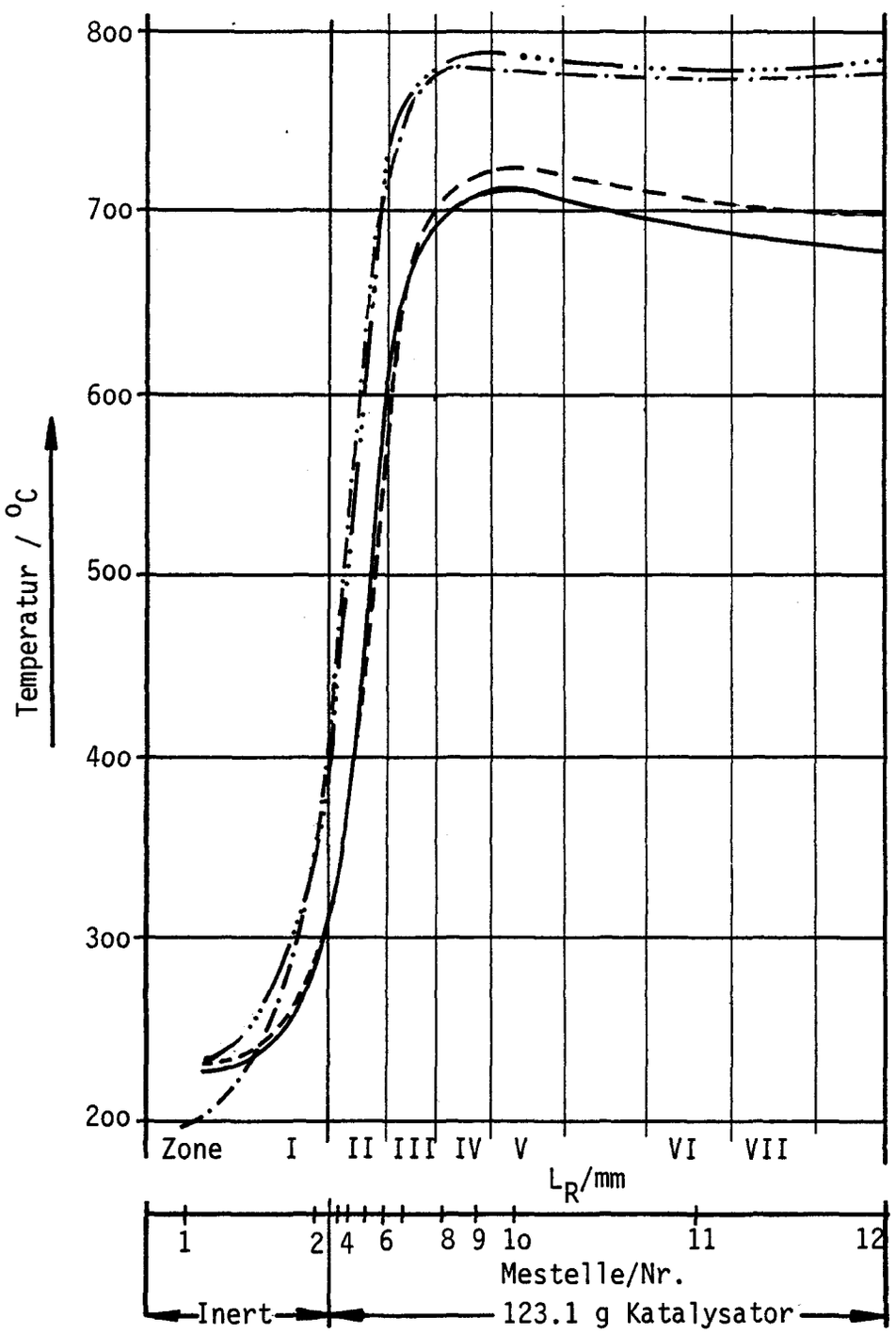
Tabelle 2.1: Katalysatornachuntersuchung zu MI/15

Zone Bild 27	Art	SAT/300°C STP/250°C $l_N/h \cdot g$	C %	S %	N_i %	BET-Oberfläche m^2/g	N_i-Oberfläche m^2/g	Porenvol. cm^3/g	S-Kapazität ppm S	Ni-Kristallgröße Å
I	Staub	-	78.0	-	4.6	-	-	-	-	-
II	Korn	-	0.162	0.035	-	21.7	1.8 ≠ 2.53	0.2	770≠	-
II	Staub	-	67.8	-	4.0	-	-	-	-	-
III	Korn	-	0.031	0.025	-	20.5	-	0.2	-	-
IV	Korn	-	0.036	0.020	-	20.8	-	0.195	-	-
V	Staub	-	87,2	-	1.1	-	-	-	-	-
VI	Korn	0.11≠	0.033	0.015	-	19.5	1.7 ≠ 1.85	0.19	740≠	520≠
VII	Staub	-	3.8	-	20.8	-	-	-	-	-
frischer Kat.	Korn	2.0 1.0≠	0.065	0.02	-	22.2	3.58	0.2	-	220≠
nach R101 (vor MI/15)	Korn	0.66	0.055	≤0.005	-	21.7	-	-	-	-

≠Herstellerangaben, STP bei T = 250 °C

Metha I/15

Katalysator A4



$SV_{(H_2, CO, CO_2)}$	≈ 16000/h	————	66 h
SV_{ges}	≈ 23000/h	— — — — —	1140 h
		mit Produktgasrückführung	
$SV_{(H_2, CO, CO_2)}$	13000/h	——···——	1404h
SV_{ges}	15000/h	—·—·—·—	1524 h
		STM-Fahrweise	

Bild 2.1: Temperaturverlauf im Integralreaktor

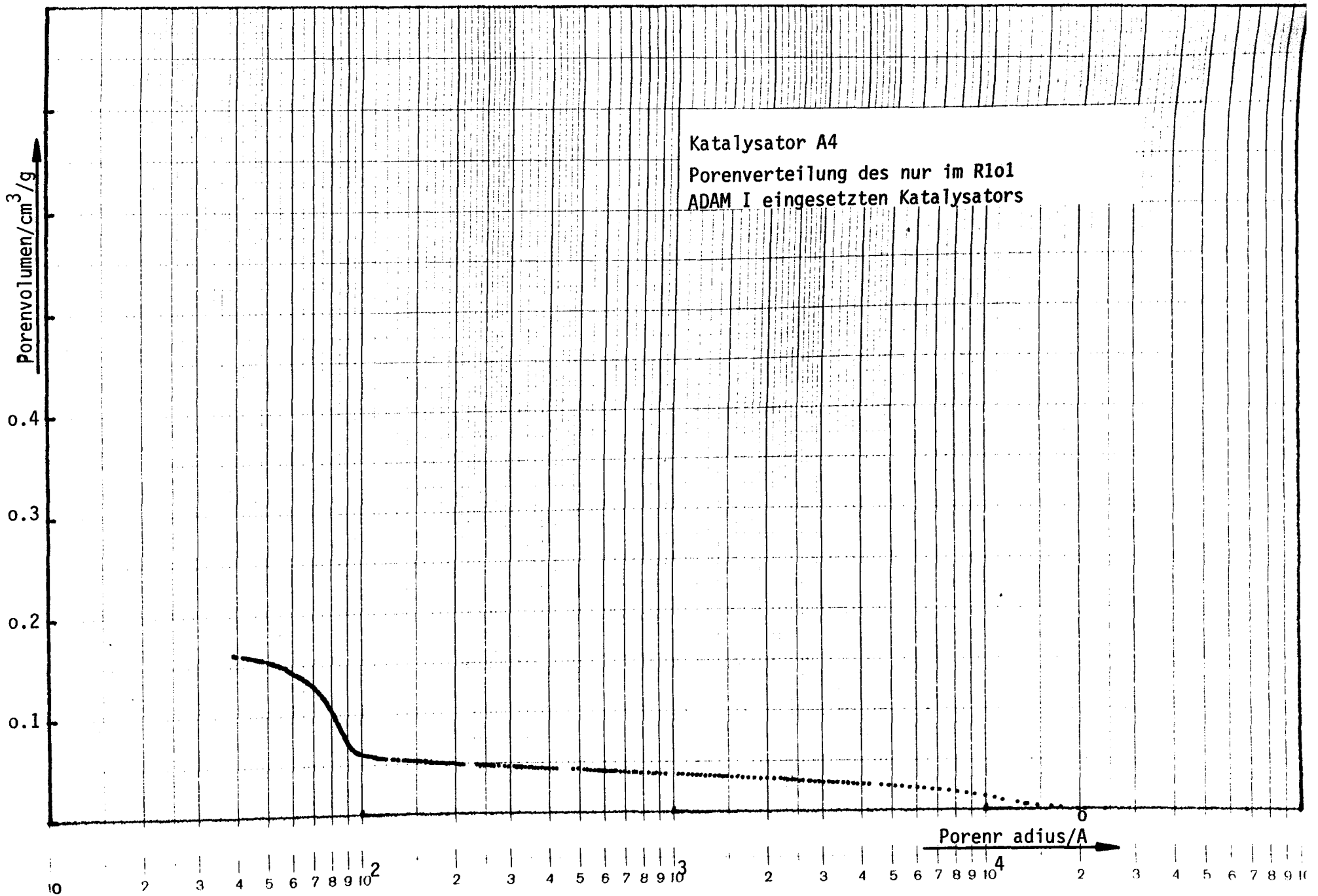


Bild 2.2: Porenverteilung am Katalysator A4

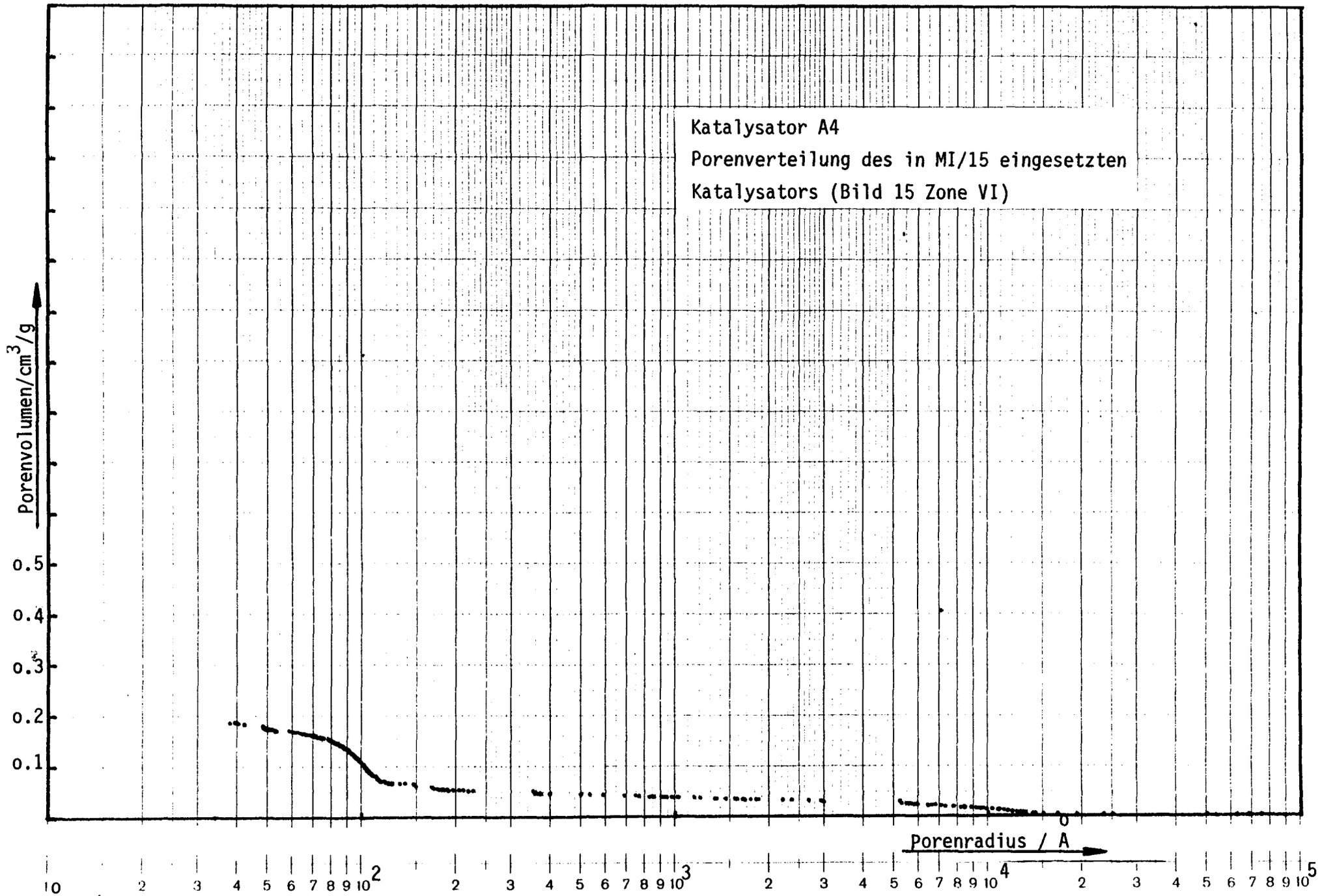


Bild 2.3: Porenverteilung am Katalysator A4

Test an den Katalysatoren (Ni 3266E, Ni 5333 T Harshaw)

Beide Katalysatoren, konzipiert für niedrige Temperaturen, zeigten bei 26o und 28o ^{o}C keinen Umsatz. Sie werden deshalb nicht weiter untersucht; aus gleichem Grund wurden keine Nachuntersuchungen durchgeführt.

2.2 Katalysatoruntersuchungen mit der Thermowaage

Im 1. Halbjahr 198o konnte erstmals das Thermoanalysensystem DUPONT 99o in Betrieb genommen werden. Das für Normaldruck ausgelegte System mit horizontalem Waagebalken erlaubt eine Einwaage bis 5oo mg und Untersuchungen bei Temperaturen bis 12oo °C. Dabei beträgt die größte Empfindlichkeit 2o ug/cm Schreiberweg.

Der Einsatz der Thermowaage ist geplant für Katalysatoruntersuchungen, insbesondere für

- Katalysatorreduktion,
  Katalysatorpassivierung,
- Messung von Ni-Oberflächen,
- Aktivitätsmessungen und
- Rußuntersuchungen.

Eine erste Meßreihe zeigt am Modellkatalysator G115 der Girdler Südchemie den Einfluß verschiedener Parameter auf die Reduktion des Katalysators. Dabei lag der Nickelkatalysator (Aluminiumoxyd als Trägermaterial) in Tabletten- und Bruchform vor.

Die folgende Übersicht gibt den Umfang der Parametervariation an:

a) Einfluß der Aufheizung der Proben unter Stickstoffatmosphäre bis 3oo °C, 5oo °C und 8oo °C.

b) Einfluß der Reduktionsatmosphäre und des Gasstromes

- $H_2 : N_2 = 1 : 1$	
- $H_2 : N_2 = 4 : 1$	
- $H_2 : N_2 = 1 : 4$	5o ml/min (gesamt)
- $H_2 : N_2 = 3 : 2$	
- $H_2 : N_2 = 1 : 1$	2o ml/min (gesamt)

c) Einfluß der Aufheizrate sonst wie b) bei

2o - 8oo °C	5 °C/min
2o - 8oo °C	1o °C/min
2o - 8oo °C	2o °C/min
2o - 8oo °C	5o °C/min

d) Einfluß der Haltezeit bei 5oo ^{o}C sonst wie a), b) und c)

e) Einfluß der Probenform.

Die Ergebnisse sind in den Tabellen 2.2 u. 2.3 aufgeführt. Für die Beurteilung der Reduktion ist der Gewichtsverlust in H_2 bzw. insgesamt (Weight loss in H_2(%) bzw. Total(%)) und die Temperatur zu betrachten, der einem 9o %-Wert des totalen Gewichtsverlustes entspricht. Dieser Wert kann aus der graphischen Auftragung des Gewichtsverlustes über der Gastemperatur abgelesen werden.

Ergebnisse:

- Die Aufheizung der Katalysatorprobe (Pulver) im Stickstoffstrom von 2o auf 8oo ^{o}C bewirkt einen Gewichtsverluste von 9,1 % insbesondere im Bereich um 1oo ^{o}C durch die Wasserdampfvergasung (s. Run No 1A). Die anschließende Reduktion bei 55 % N_2/45 % H_2 (5o ml/min) und 2o ^{o}C/min von 2o bis 81o ^{o}C resultiert in einem zusätzlichen Gewichtsverlust von 15,6 %, so daß ein Gesamtgewichtsverlust von 24,7 % entsteht. Bei 675 ^{o}C werden 9o % des gesamten Gewichtsverlustes registriert (s. Run No 1 A/B)
- Bei Verzicht auf die Aufheizung der Probe im Stickstoffstrom verringert sich bei der Reduktion (Bedingungen s. o.) der Anteil des gesamten Gewichtsverlustes nur unwesentlich auf 24,2 %, der 9o %-Wert liegt jedoch deutlich niedriger bei 63o ^{o}C (s. Run No 2 A/B).
- Eine vorher nicht im Stickstoffstrom aufgeheizte Probe zeigt bei der Reduktion (Bedingungen s.o) bis 525 ^{o}C und einer Haltezeit von 8 Minuten (s. Run No 4 A) bzw. 3 Minuten (s. Run No 4 B) einen auf 22 % bzw. 2o,3 % verminderten gesamten Gewichtsverlust, der dem 9o %-Wert des Run No 2 A/B entspricht.
- Die Variation der Aufheizgeschwindigkeit bei der Reduktion für eine vorher nicht im Stickstoffstrom aufgeheizte Probe zeigt bei vergleichbarer Reduktionsatmosphäre (55 % N_2/45 % H_2) einen deutlichen Unterschied im 9o %-Wert des gesamten Gewichtsverlustes (s. Run No 6 und 7)

Aufheizgeschwindigkeit	9o % des gemessenen Gewichtsverlustes
5 ^{o}C/min	56o ^{o}C
5o ^{o}C/min	675 ^{o}C

bei sonst zu den bisher genannten Werten vergleichbare Gesamtgewichtsverluste von 25,5 bzw. 24,3 %.

- Eine Verbesserung des Reduktionsgrades kann nicht durch die Veränderung der Reduktionsatmosphäre zugunsten des Wasserstoffs (2o % N_2/8o % H_2) erzielt werden (vergleiche Run No 2 A mit 8 und Run No 4 A mit 9).
- Eine deutliche Erhöhung des 9o %-Wertes auf 695 bzw. 69o ^oC wird jedoch erreicht, wenn die Reduktionsatmosphäre bei sonst gleichen Bedingungen zuungunsten des Wasserstoffs verändert wird (8o % N_2/2o % H_2) - vergleiche dazu Run No 8 mit 12 A/B. Bei diesem hohen Stickstoffpartialanteil wird der Reduktionsgrad von 21,7 % am gesamten Gewichtsverlust erst wieder dann erreicht, wenn bei 515 ^oC eine Haltezeit von 25 Minuten durchgeführt wird (s. Run No 13).
- Die Verringerung des Reduktionsgasstromes von wie bisher beschrieben 5o ml/min auf 2o ml/min bei 5o % N_2 und 5o % H_2 ohne vorherige Aufheizung der Probe bewirkt keinen anderen gesamten Gewichtsverlust, aber der 9o %-Wert liegt bei 745 ^oC (s. Run No 16) im Gegensatz zu 63o ^oC bei Run No 2A.
- Unter den in Run No 1 bis 5 aufgezeigten Standardbedingungen ergibt sich für Tabletten der Größe 4.6 mm und der Einwaage einer Tablette von etwa 1oo mg (bei Vorheizung der Probe im Stickstoffstrom bis 8oo ^oC) der gleiche Gesamtgewichtsverlust von 24,8 % durch Aufheizung im Stickstoffstrom von 2o - 8oo ^oC und anschließender Reduktion von 2o - 8oo ^oC, aber bei einem 9o %-Wert von 75o ^oC (s. Run No 18).
- Auch bei der Tablette kann die Temperatur des 9o %-Wertes gesenkt werden, wenn auf die Aufheizung im Stickstoffstrom verzichtet wird (s. RUn No 23A) und die Aufheizgeschwindigkeit verringert wird (s. Run No 25).
- Die mit A und B bezeichneten Versuchsläufe zeigen die Reproduzierbarkeit der Ergebnisse auf.

Erläuterung der Bilder 2.4-2.9:

Die vom Zweikanalschreiber der Thermowaage aufgezeichneten Diagramme geben die Gewichtsänderungen der Proben während der Temperaturprogramme wieder. Die oben links beginnenden Integralkurven 1 und 2 zeigen den jeweils erreichten Status an; dabei ist zu berücksichtigen, daß ein Teil der Einwaage elektronisch unterdrückt wird, um eine größere Auflösung zu erreichen. Die Differentialkurven 3 und 4 zeigen die gerade stattfindene Gewichtsänderung, also die erste Ableitung nach der Zeit bei der jeweiligen Temperatur an.

Kurven 1 und 3 zeigen nur den Ausheizvorgang, Kurven 2 und 4 jeweils nur die Reduktion. Bei der Reduktion ohne vorheriges Ausheizen sind die Kurven zusammengezogen zu 1 + 2 bzw. 3 + 4.

Die Bilder 2.10 u. 2.11 zeigen den Einfluß der Wasserstoffkonzentration bzw. der Heizrate bei der Reduktion.

Run No	Sample Weight; mg	Duration isoth. in H_2 at 5oo °C/min	Rate of heating; °C/min	Compos. of red. atmosphere % N_2	% H_2	Pos. of centre of reduction peak °C	Pos. of 9o % weight loss °C	Weight loss in N_2 %	in H_2 %	Total	Final T in H_2 °C	Notes
1A	5o,o3	-	2o	55	45	645	675	9,1	15,6	24,7	81o	Powder, preheated to 8oo °C in N_2
1B	47,61	-	2o	55	45	645	675	9,1	15,9	25,o	81o	As 1A
2A	5o,66	-	2o	55	45	515	63o	-	24,2	24,2	81o	Powder, no preheating as in 1
2B	47,o8	-	2o	55	45	5o5	63o	-	24,2	24,2	81o	As 2A
3	54,38	-	2o	55	45	51o	625	4,9	19,6	24,5	81o	Powder, preheated to 3oo °C in N_2
4A	53,57	65	2o	55	45	51o	8 mins≠	-	22,o	22,o	525	Powder
4B	49,1o	16	2o	55	45	515	3 mins≠	-	2o,3	2o,3	525	As 4A
5	52,13	7o	2o	55	45	-	7,5mins≠	8,1	13,6	21,7	515	Powder, preheated isothermally in N_2 at 5oo °C for 5o mins.
6	54,o8	-	5	55	45	455	56o	-	25,5	25,5	8oo	Powder
7	55,77	-	5o	55	45	56o	675	-	24,3	24,3	8o5	Powder
8	52,o7	-	2o	2o	8o	51o	63o	-	24,4	24,4	81o	Powder, see 2A
9	49,97	82	2o	2o	8o	49o	5 mins≠	-	21,6	21,6	525	Powder, see 4A
1o	53,5o	-	1o	2o	8o	47o	59o	-	24,9	24,9	825	Powder, see 8
11	51,o4	5o	1o	2o	8o	(i)47o	5omin≠	-	21,6			Powder, heated isothermally in H_2/N_2 at 5oo °C, further to 8oo °C; 2 resultant peaks, the second being very shallow
						(i)63o	-	-	2,6	24,2	8oo	
12A	48,8o	-	2o	8o	2o	6oo	695	-	23,9	23,9	8o5	Powder, see 8
12B	55,35	-	2o	8o	2o	6oo	69o	-	24,1	24,1	8o5	As 12A

≠runs marked ≠ indicate that 9o % of the total weight loss occured after a specific number of minutes at 5oo °C.

Tabelle 2.2: Thermowaagenergebnisse

Run No	Sample Weight; mg	Duration isoth. in H_2 at 5oo °C/min	Rate of heating; °C/min	Compos. of red. atmosphere % N_2	% H_2	Pos. of centre of reduction peak °C	Pos. of 9o % weight loss °C	Weight loss in N_2 %	in H_2 %	Total	Final T in H_2 °C	Notes
13	5o,41	1o5	2o	8o	2o	-	25 mins≠	-	21,7	21,7	515	Powder, see 9
14	53,27	-	1o	8o	2o	51o	64o	-	24,8	24,8	8oo	Powder, see 1o
15	5o,17	8o	1o	8o	2o	(i)5o5	8o mins≠	-	(i)19,6			
						(i)63o			(i)3,8	23,4	8oo	Powder, processed as 11
16	51,55	-	2o	5o	5o	715	745	-	24,9	24,9	8oo	Powder, total gas flow rate 2o ml min^{-1}
17	48,49	-	2o	4o	6o	49o	625	-	24,3	24,3	81o	Powder
18	93,42	-	2o	55	45	725	75o	8,5	16,3	24,8	8oo	Pellet, preheated to 8oo °C in N_2, see 1
19	1oo,72	-	1o	55	45	685	715	8,6	16,2	24,8	8oo	Pellet, preheated in N_2 to 8oo °C
2o	1o5,37	-	5o	55	45	-	755	8,9	12,4	2o,3	8oo	Pellet, preheated in N_2 to 8oo °C
21	1o9,37	-	5	55	45	64o	685	8,3	16,o	24,4	8oo	Pellet, preheated in N_2 to 8oo °C
22	1o1,o4	-	5o	55	45	82o	83o	9,5	17,o	26,5	955	Pellet, preheated in N_2 to 8oo °C
23A	1o5,87	-	2o	55	45	59o	715	-	24,5	24,5	8oo	Pellet, see 2
23B	98,96	-	2o	55	45	58o	71o	-	24,5	24,5	8oo	As 23A
24	1o4,o5	-	2o	2o	8o	56o	69o	-	24,9	24,9	8oo	Pellet, see 8
25	1o6,66	-	1o	55	45	54o	675	-	24,8	24,8	81o	Pellet

≠ runs marked ≠ indicate that 9o % of the total weight loss occured after a specific number of minutes at 5oo °C.

Tabelle 2.3: Thermowaagenergebnisse

RUN NO. 1A DATE 28.4.80.

OPERATOR J.A.S.

SAMPLE G - 115 powder

ATM a N_2 " b H_2/N_2

FLOW RATE a 55, b 25/30 ml/min

T-AXIS

PROG. RATE, °C/min 20

RANGE, °C/cm 50

HEAT ____ COOL ____ ISO ____

SHIFT, cm +10

TIME, min/cm ____

TGA 50 µg/mV DTG 50 µg/(min mV)

SUPPRESSION, mg 20.03

RANGE, mV/cm 20

WEIGHT, mg 50,03

TIME CONST., sec 1

dY ____

TMA 1 µm/mV DTM 0.1 µm/(min mV)

MODE ____

RANGE, mV/cm ____

SAMPLE SIZE ____

LOAD, g ____

dY ____

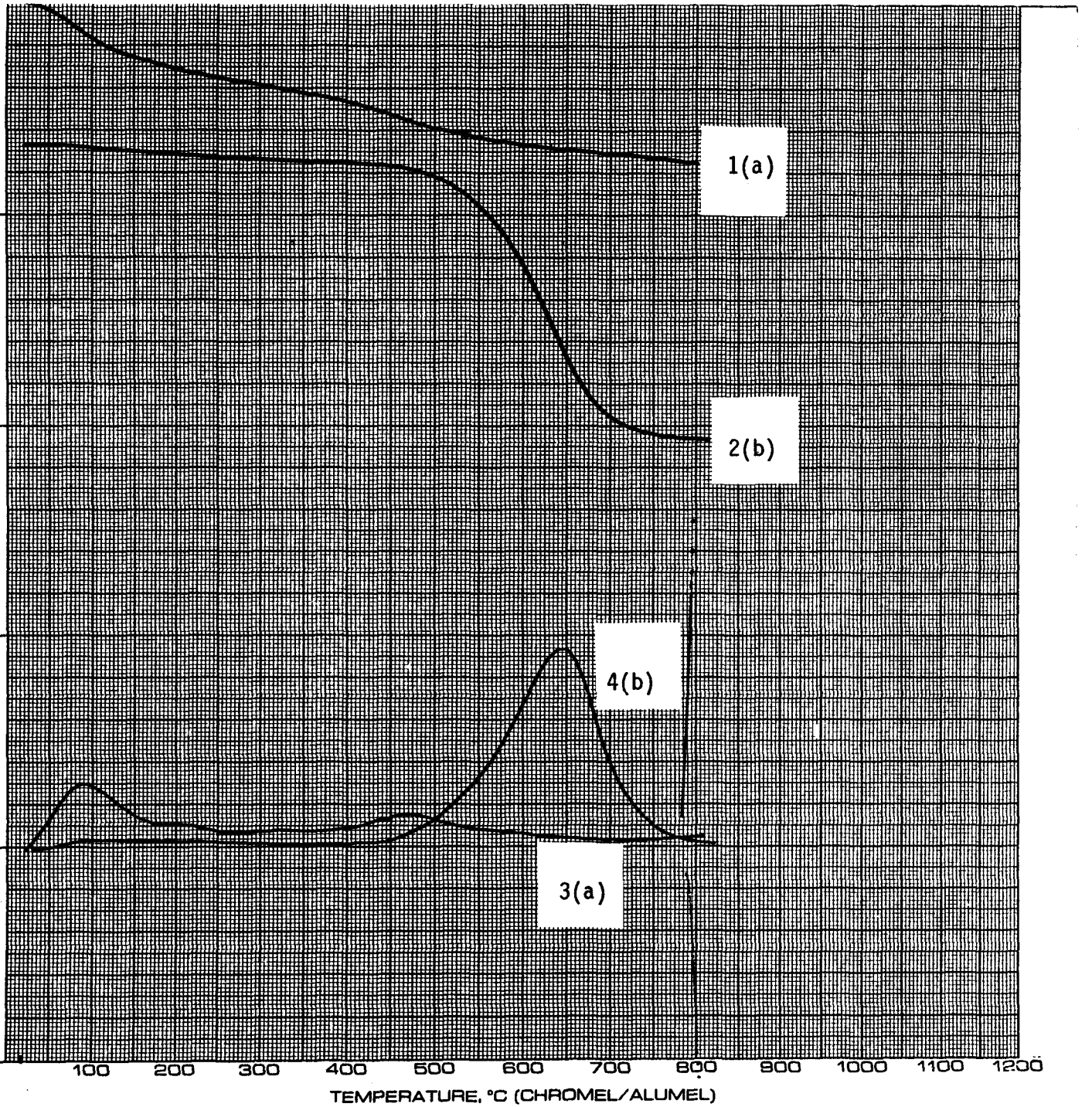


Bild 2.4: Thermowaagendiagramm

RUN NO. 2A DATE 23.4.80.

OPERATOR J.A.S.

SAMPLE G - 115 powder

ATM H_2/N_2 @

FLOW RATE 25/30 ml/min

T-AXIS

PROG. RATE, °C/min 20

RANGE, °C/cm 50

HEAT ____ COOL ____ ISO ____

SHIFT, cm +10

TIME, min/cm ____

TGA 50 µg/mV **DTG** 50 µg/(min mV)

SUPPRESSION, mg 20.66

RANGE, mV/cm 20

WEIGHT, mg 50,66

TIME CONST., sec 1

dY 5

TMA 1 µm/mV **DTM** 0.1 µm/(min mV)

MODE ____

RANGE, mV/cm ____

SAMPLE SIZE ____

LOAD, g ____

dY ____

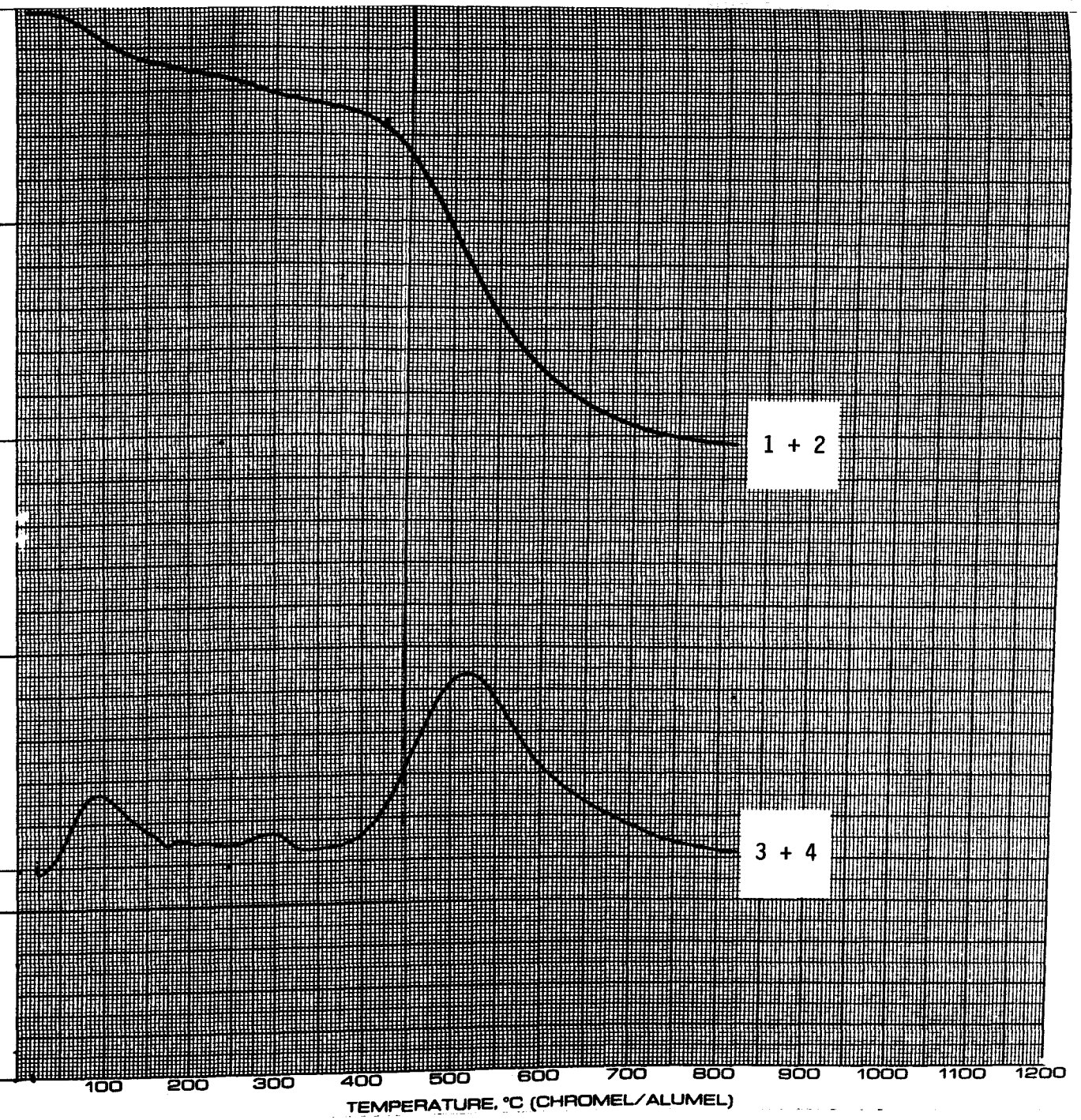


Bild 2.5: Thermowaagendiagramm

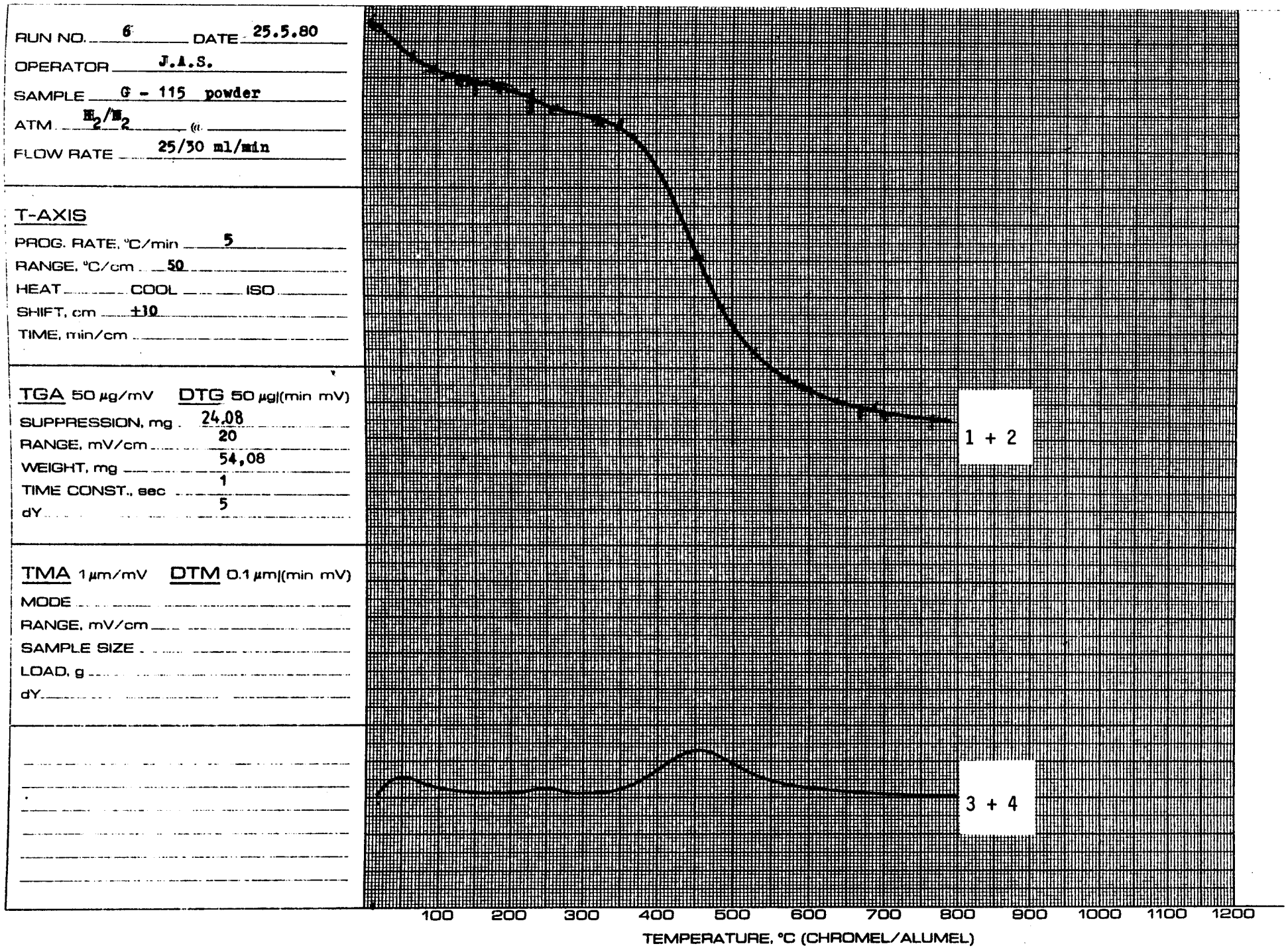


Bild 2.6: Thermowaagendiagramm

RUN NO. 7 DATE 24.5.80.

OPERATOR J.A.S.

SAMPLE G - 115 powder

ATM H_2/N_2

FLOW RATE 25/30 ml/min

T-AXIS

PROG. RATE, °C/min 50

RANGE, °C/cm 50

HEAT ..... COOL ..... ISO .....

SHIFT, cm +10

TIME, min/cm .....

TGA 50 µg/mV **DTG** 50 µg/(min mV)

SUPPRESSION, mg 25.77

RANGE, mV/cm 20

WEIGHT, mg 55,77

TIME CONST., sec 1

dY 5

TMA 1 µm/mV **DTM** 0.1 µm/(min mV)

MODE .....

RANGE, mV/cm .....

SAMPLE SIZE .....

LOAD, g .....

dY .....

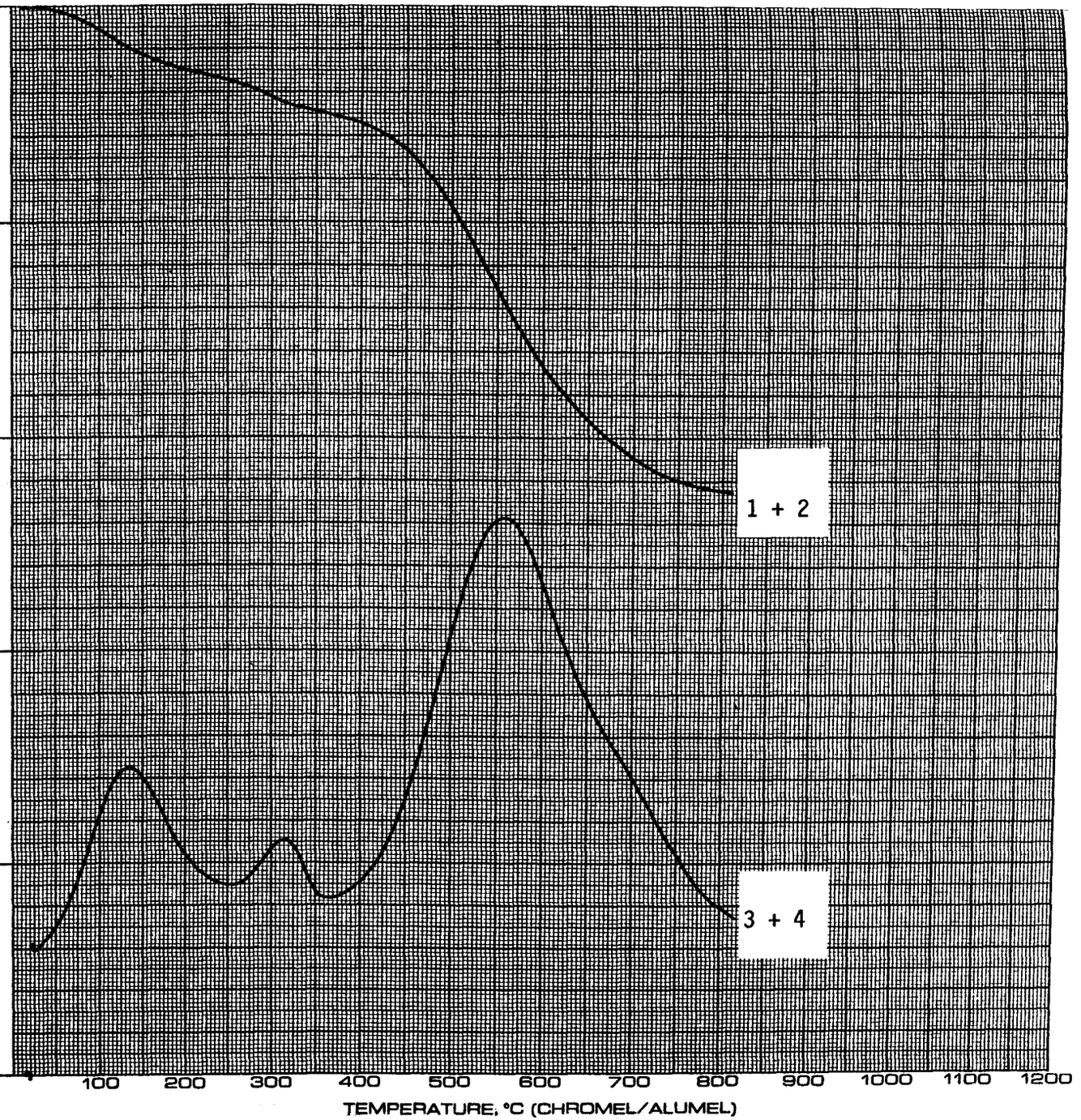


Bild 2.7: Thermowaagendiagramm

RUN NO. 18 DATE 27.5.80.

OPERATOR J.A.S.

SAMPLE G-115 pellet

ATM a N_2 @ b H_2/N_2

FLOW RATE a 55, b 25/30 ml/min

T-AXIS

PROG. RATE, °C/min 20

RANGE, °C/cm 50

HEAT ____ COOL ____ ISO ____

SHIFT, cm +10

TIME, min/cm ____

TGA 50 µg/mV **DTG** 50 µg/(min mV)

SUPPRESSION, mg 63.42

RANGE, mV/cm 20

WEIGHT, mg 93,42

TIME CONST., sec 1

dY 5

TMA 1 µm/mV **DTM** 0.1 µm/(min mV)

MODE ____

RANGE, mV/cm ____

SAMPLE SIZE ____

LOAD, g ____

dY ____

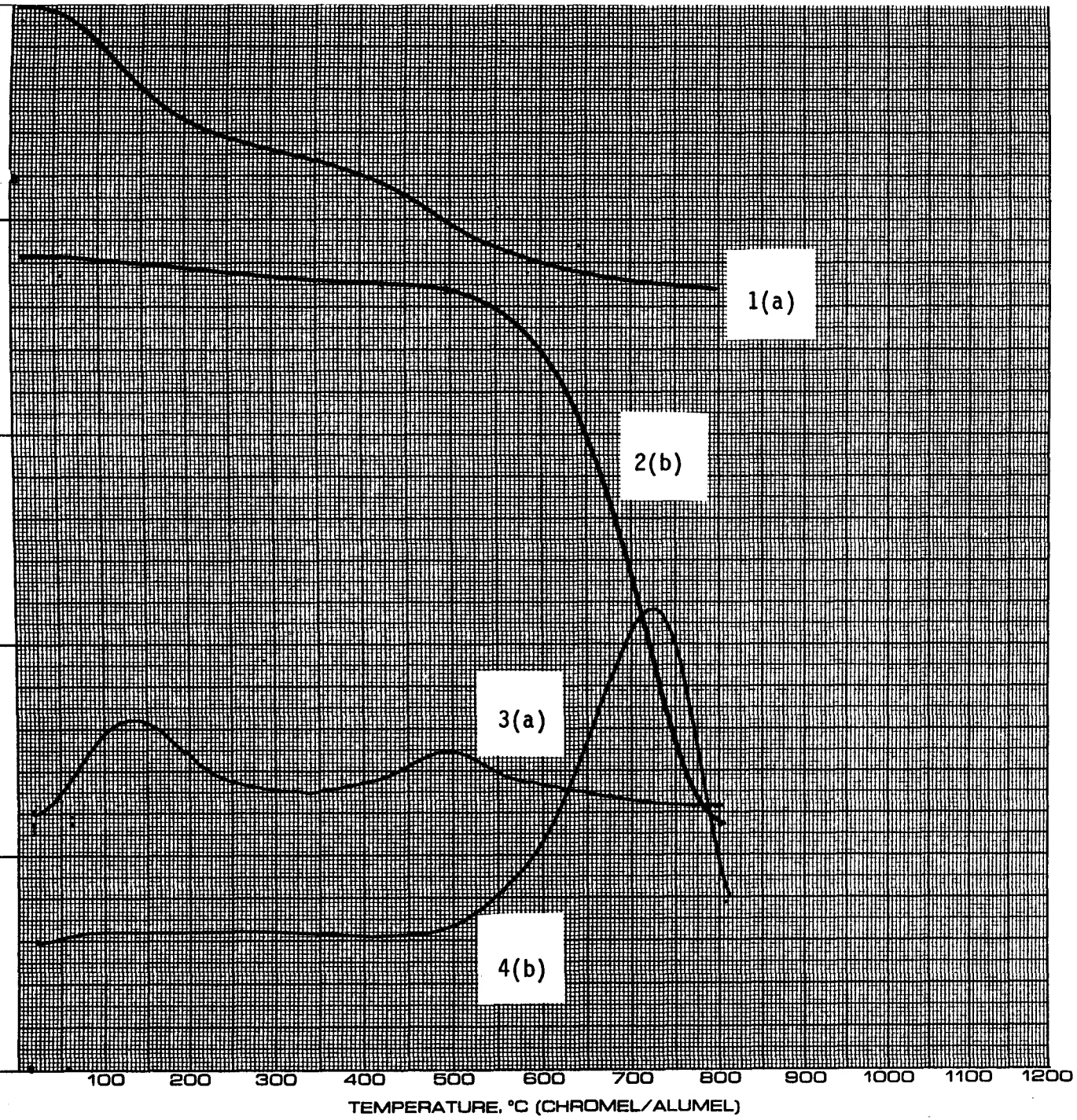


Bild 2.8: Thermowaagendiagramm

RUN NO. 25 DATE 27.6.80.

OPERATOR J.A.S.

SAMPLE G-115 pellet

ATM H_2 / N_2 @

FLOW RATE 25 / 30 ml/mim

T-AXIS

PROG. RATE, °C/min 10

RANGE, °C/cm 50

HEAT ____ COOL ____ ISO ____

SHIFT, cm +10

TIME, min/cm

TGA 50 µg/mV **DTG** 50 µg|(min mV)

SUPPRESSION, mg 76,66

RANGE, mV/cm 20

WEIGHT, mg 106,66

TIME CONST., sec 1

dY 5

TMA 1 µm/mV **DTM** 0.1 µm|(min mV)

MODE

RANGE, mV/cm

SAMPLE SIZE

LOAD, g

dY

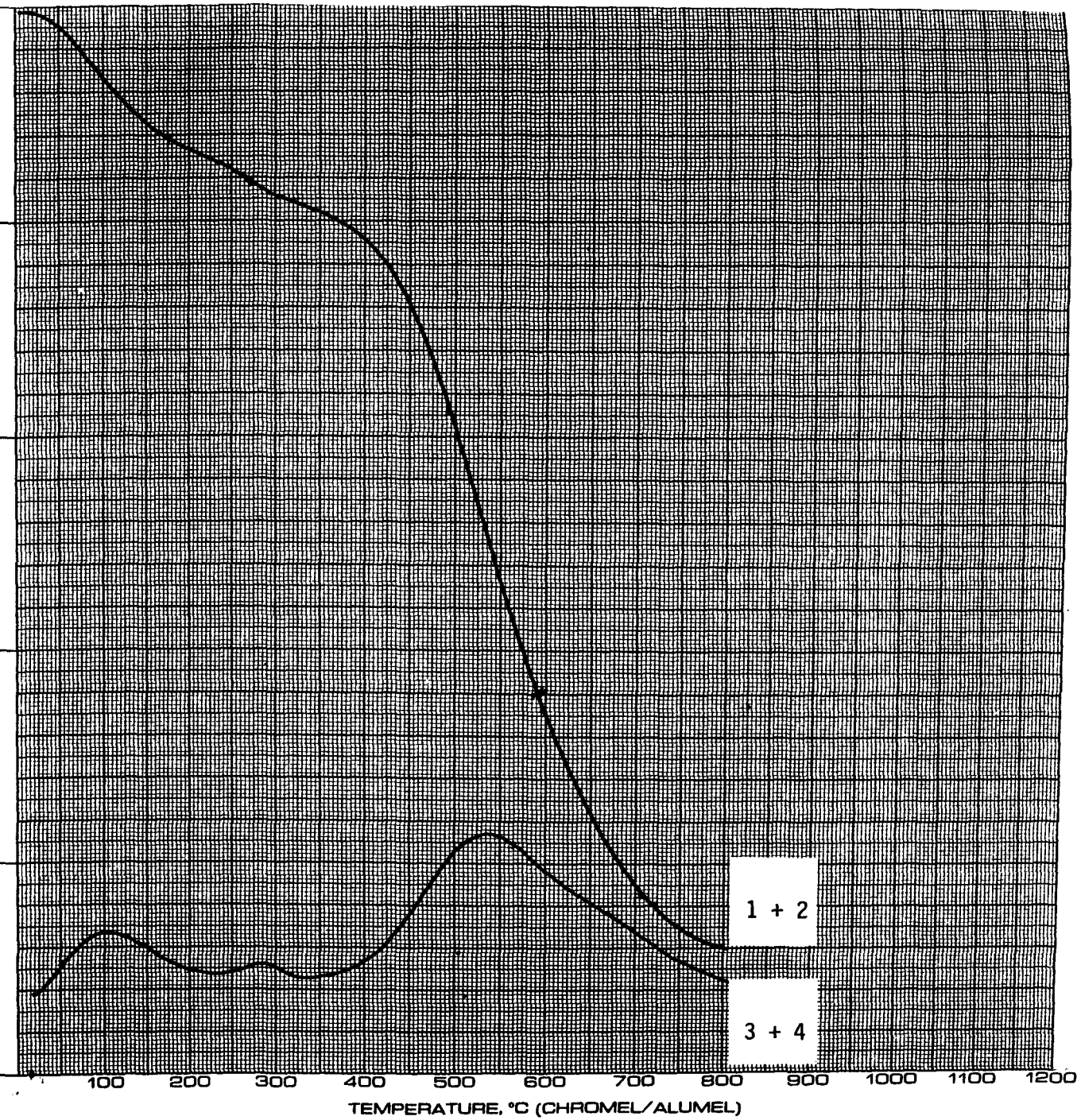


Bild 2.9: Thermowaagendiagramm

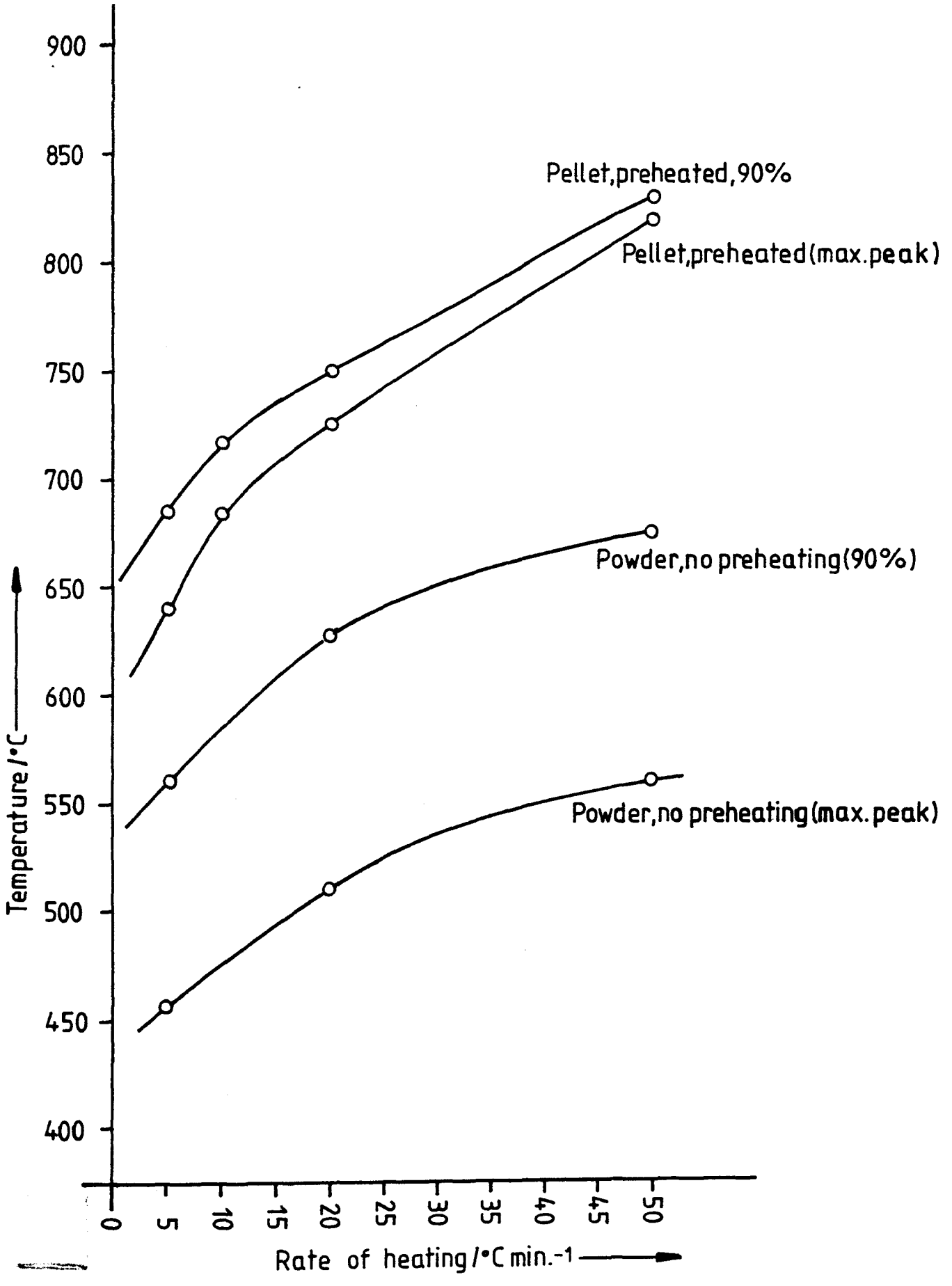


Bild2.10:Einfluß der Heizrate auf die Katalysatorreduktion
Vergleich Pulver-Pellet

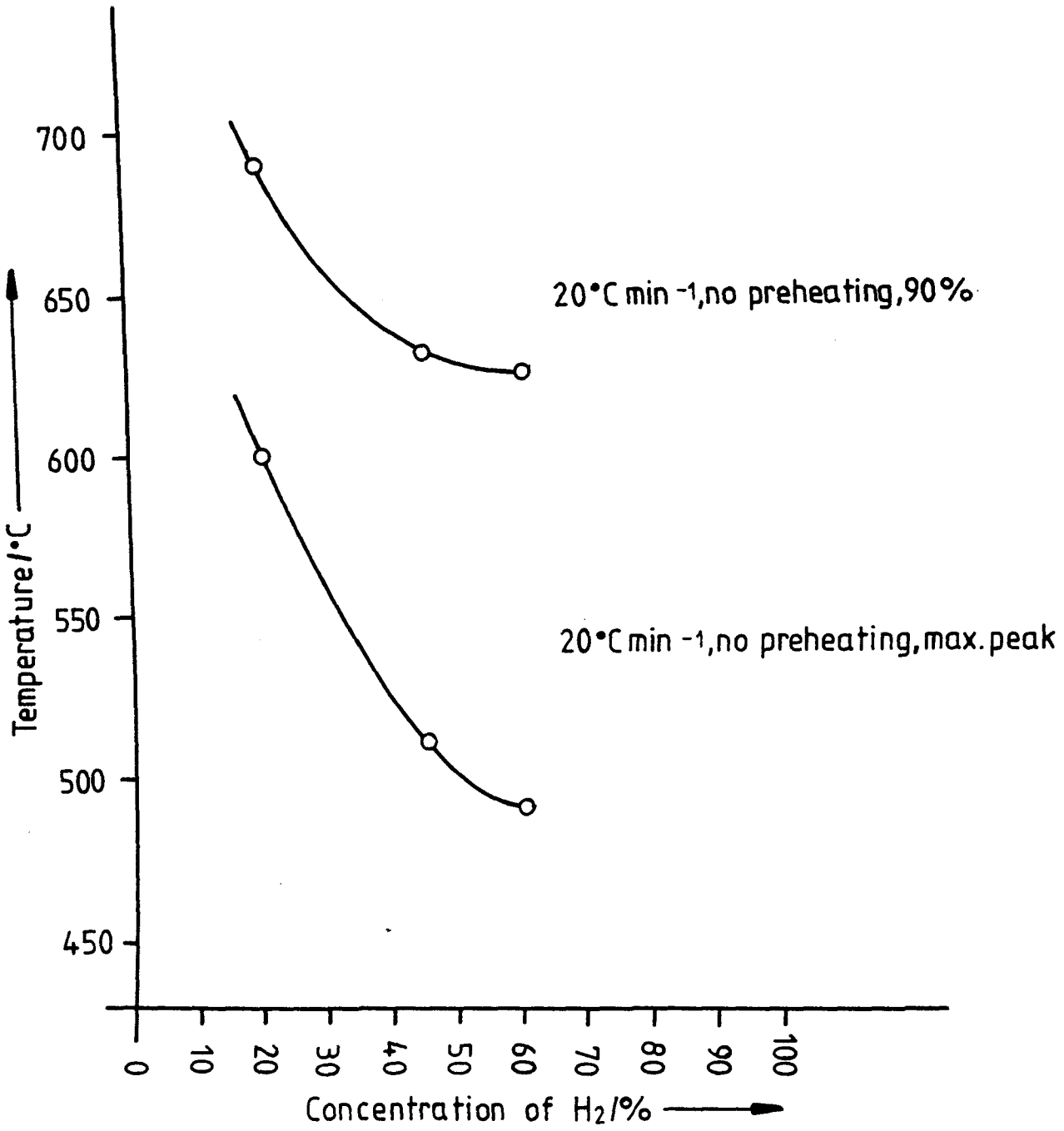


Bild2.11:Einfluß der H_2-Konzentration auf die Katalysatorreduktion
Vergleich Pulver-Pellet

3. Zu Programmpunkt 3.4

Technische Versuche zur Methanspaltung und Methanisierung (EVA I/ADAM I)

3.1 Arbeiten an EVA I

Im März und im Mai wurden an EVA I jeweils im Parallelbetrieb mit ADAM I 2 Versuchsreihen durchgeführt. Im März wurde das bereits im September 79 eingesetzte Spaltrohr aus Incoloy 8o2 mit gerader Rückführung und Katalysatorkorb-Einsatz eingesetzt. Im Mai wurde dann eine Katalysatorschüttung unter Verwendung derselben geraden Rückführung und desselben Katalysators (Girdler G-56H) in Vergleichsversuchen untersucht. Dabei sollte insbesondere der veränderte Wärmeübergang an der Spaltrohrinnenwand ermittelt werden. Es wurde der gleiche Katalysatorkorb-Einsatz wie im Sept. 79, der bereits im vorherigen Halbjahresbericht beschrieben wurde, verwendet. Auch die Ein- und Ausbauzeiten sowie die Zugkräfte waren praktisch gleich. Beide Versuchsreihen wurden erfolgreich durchgeführt, die Ausfallrate von Thermoelementen hielt sich in vertretbaren Grenzen, so daß ein repräsentativer Vergleich zwischen den Versuchsreihen durchgeführt und wertvolle Erkenntnisse gewonnen werden konnten.

Auf Grund der eigenen Erfahrungen mit dem Katalysatorkorb-Einsatz können für die praktische Anwendung folgende Schlüsse gezogen werden:

1) Der Zeitaufwand für den Katalysatorwechsel kann bezogen auf ein Spaltrohr der gewählten Geometrie (D_i = 1oo mm, D_a(inn. Rückf.) = 3o mm, D_{Kat} = 1o mm) von z.B. 2-3 Stunden auf 2-3 Minuten reduziert werden. Dazu muß natürlich ein zweiter gefüllter Korbeinsatz bereitstehen. Die Montage und das Befüllen könnte während der Betriebsphasen durch das Betriebspersonal erfolgen.

2) Die für die Korbkonstruktion und Rohrfertigung erforderlichen Mehrkosten sind vertretbar. Die in Einzelfertigung hergestellten Katalysatorkörbe kosteten DM 339,-/Stück. Bei Verzicht auf Drehteile zugunsten von gestanzten Teilen wären die Körbe bei Massenfertigung sicherlich zu einem Stückpreis von DM 1oo,-- herstellbar. Bei Verwendung von Spaltrohren aus Schleuderguß, die im Herstellungsverfahren sowieso ausgebohrt werden, wird bei einer Durchmessertoleranz von ± o,2 mm kein besonderer Preisaufschlag erwartet. Ein entsprechendes Spaltrohr von 14 m Länge mit einem Innendurchmesser von 1oo mm bei 1o mm Wanddicke inklusive Endkappe, Übergangskonus am Anschweißende und Nuten für die Anbringung der Außenwand-Thermoelemente bietet eine Firma beispielsweise für DM 14.ooo,- an.

3) Bereits bei diesem ersten Katalysatorkorb-Einsatz war der Wärmeübergang von der Spaltrohrinnenwand an das Prozeßgas gegenüber der Schüttung nur um 3o Prozent schlechter. Bei vergleichbarem Prozeßgasumsatz und gleichen Massenströmen ist dafür eine um 15-2o ^{o}C höhere Heliumtemperatur erforderlich. Auch wenn diese Temperaturerhöhung als vertretbar angesehen wird, so bieten einige konstruktive Änderungen der Katalysatorkorb-Anordnung doch entscheidende Verbesserungsmöglichkeiten. Bei relativ geringem Aufwand für kleinere Herstellungstoleranzen kann die im beschriebenen Versuch durch große Spalte zwischen Rohr und Korb verursachte Randströmung auf ein vertretbares Maß verringert und damit der Wärmeaustausch verbessert werden. Durch eine verbesserte Korbkonstruktion soll außerdem die Fertigung und Befüllung vereinfacht werden.

3.1.1 Wärmetransport von der Spaltrohrinnenwand an das Prozeßgas

Die zentrale Frage bei der Auswertung der beiden Versuchsreihen ist, in welchem Maße der Wärmeübergang von der inneren Spaltrohrwand an das Prozeßgas beim Versuch mit dem Katalysator-Korbeinsatz gegenüber dem mit der Katalysatorschüttung verändert war. Frühere EVA I-Versuche mit Raschigringschüttungen (s. NFE-Halbjahresbericht II/79) bestätigten die Wärmeübergangsbeziehung

$$\alpha_{W-PG} = 0{,}26\ (d_p/D_i)^{0{,}2} \cdot \frac{\lambda}{d_p} \cdot Re_p^{\,0{,}75} \cdot Pr^{0{,}4} \qquad (1)$$

Bei Verwendung von Katalysatorkörben sind die Wärmeübergangsbedingungen im Spaltrohr gegenüber der Schüttung in zwei Punkten verschieden.

- Vergrößerte Randströmung. Die Herstellungstoleranzen des Spaltrohres waren auf Grund der im Herstellungsverfahren angewendeten Knetprozesse relativ groß. Das Rohr war in der Längsachse leicht gebogen (ca. 8 mm) und wies in radialer Richtung Ovalitäten von ca. 1 mm auf. Ein Formstück von 1oo,o mm Außendurchmesser konnte jedoch ohne Schwierigkeiten durch das Rohr geschoben werden. Um ein leichtes Verschieben der Körbe zu gewährleisten wurde der Außendurchmesser zu 97 $\pm^{0}_{1}$ mm gewählt. Somit konnten bei zentrischer Lage der Körbe zwischen Spaltrohrwand und Korb Spalte von 1 - 2,5 mm Breite auftreten. Bei exzentrischer Lage verändern sich die Spalte entsprechend. In dem so entstandenen Spalt ist der Reibungsdruckverlust kleiner als in den Körben mit Raschigringfüllung. Somit wird ein verhältnismäßig großer Anteil des Prozeßgases außen an den Körben vorbeiströmen, ohne den erwünschten Beitrag zum Wärme- und Stoffaustausch zu liefern. Das bei einer normalen Katalysatorschüttung vorhandene große Lückenvolumen an der

punkt- oder linienförmigen Kontakt mit den Raschigringen wird bei Verwendung von Körben also noch vergrößert. In welchem Maße dadurch der Wärmeübergang beeinträchtigt wird, soll anhand von Versuchsergebnissen beschrieben werden.

- Geringere Katalysatormenge. Bedingt durch die Drahtdicke von 1 mm hat der Katalysatorkorb eine lichte Weite von nur ca. 95 mm. In axialer Richtung geht durch die Siebplatten und Korbzwischenräume von ca. 5 mm weiterer Raum für den Katalysator verloren. Die Füllmenge für die Katalysatorschüttung von 123,7 kg ist gegenüber der gesamten Korbfüllung von 96,7 kg erheblich größer.

- Die Wärmeübergangsbedingungen an der geraden inneren Rückführung dürften in beiden untersuchten Fällen etwa unverändert bleiben.

3.1.2 Methoden zur Ermittlung der Wärmeübergangszahlen

Die Wärmeübergangszahl α_{W-PG} für den Wärmeübergang zwischen Rohrwand und Prozeßgas im Rohrinneren wird hier definiert durch

$$\alpha_{W-PG} = \frac{\dot{q}_{He-PG}}{T_{Wi} - T_{PG}} \qquad (2)$$

worin $\dot{q}_{He-PG}$ die vom Helium über die Spaltrohrwand an das Prozeßgas übertragene Wärmestromdichte, T_{Wi} die Temperatur der inneren Rohrwand und T_{PG} die gemessene Prozeßgastemperatur bezeichnen. Die Prozeßgastemperaturen werden mit Thermoelementen gemessen, die auf halbem Abstand zwischen Rohrwand und Rückführung positioniert sind. Somit wird die Bettleitfähigkeit mit erfaßt.

Störeinflüsse am Schüttungsanfang und -ende

Wie Abb. 3.1 erkennen läßt, sind die im Spaltrohr herrschenden Verhältnisse am Eintritt in die Schüttung bzw. Korbstrecke sowie am Austritt gestört. Im Bereich des Schüttungsanfangs ändern sich die Wandtemperaturen sprungartig, weil der Wärmeübergang Wand-Feedgas im Leerrohr nach Dittus-Boelter /1/

$$\alpha^{Leer}_{W-PG} = 0{,}023 \cdot \frac{\lambda}{D_i} \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4} \qquad (3)$$

viel schlechter ist als der Wärmeübergang Wand-Schüttung entsprechend Gl. (1). Am Schüttungsende werden die Wandtemperaturen u.a. durch die Nähe des Spaltrohrbodens beeinflußt.

Im Gegensatz zu den an Ebene 1 und 4 gemessenen Außenwandtemperaturen werden

die Helium- und Prozeßgastemperaturen durch die Veränderungen am Rand nur geringfügig beeinflußt. Diese können allenfalls in der schmalen Randzone wegen der zu den Rändern der Schüttung hin geringer werdenden Wärmestromdichte abgeflacht sein.

Ermittlung der Wärmeübergangszahlen an den Meßebenen 2 und 3

Sind für das durch den Ringspalt strömende Helium keine Wärmeverluste nach außen zu verzeichnen, so stehen für die Ermittlung von α_{W-PG} nach Gl. (1) folgende Meßgrößen zur Auswahl (Methode 1 a und b, vgl. Tab. 3.1):

- für $\dot{q}_{He-PG}$ kann eingesetzt werden:
  entweder die aus der Abnahme des Helium-Wärmeinhalts berechnete Wärmestromdichte $\dot{q}_{He}$ oder die sich aus der absoluten Enthalpiezunahme des Prozeßgases ergebende Wärmestromdichte $\dot{q}_{PG}$, vermindert um die Abnahme des Wärmeinhalts des Produktgases im Pigtail $\dot{q}_{IR}$
- T_{Wi} ergibt sich aus der gemessenen Temperatur T_{Wa} der äußeren Rohrwand nach der Beziehung

$$T_{Wi} = T_{Wa} - q_{He-PG} \frac{D_a \ln (D_a/D_i)}{2 \lambda_w} \qquad (4)$$

  wobei die Wärmeleitfähigkeit λ_w der Rohrwand gegeben ist durch

$$\lambda_w = 2454 + 1{,}67\ (T_w/^oC - 800)\ W/m^2(K/cm), \qquad (5)$$
$$300\ ^oC < T_w < 900\ ^oC$$

- T_{PG} ist die gemessene Prozeßgastemperatur.

Ermittlung der Wärmeübergangszahlen an den Meßebenen 1 und 4

Im Folgenden sollen unter den Wärmeübergangszahlen an Ebene 1 und 4 diejenigen verstanden werden, die sich ergeben, wenn man die sich bis auf ca. o,5 m an die Schüttungsränder erstreckenden ungestörten Verhältnisse im Spaltrohr nach Ebene 1 bzw. 4 extrapoliert.

Da die gemessenen Helium- und Prozeßgastemperaturen und ebenso die Wärmestromdichten (ermittelt durch Interpolation der gemessenen mittleren Wärmestromdichten in den jeweils 4 m langen Ebenenabschnitten) nur wenig von den Werten für ein Spaltrohr ohne Randstörungen abweichen, lassen sich auch für Ebene 1 und 4 die Wärmeübergangszahlen α_{W-PG} aus den Experimentdaten berechnen. Hierzu

wird zunächst die Temperatur T_{Wa} der Außenwand (für ungestörte Verhältnisse) mit Hilfe der recht genau bekannten Wärmeübergangszahlen α_{He} berechnet (Methode 2a und b, vgl. Tab. 3.1):

$$T_{Wa} = T_{He} - \dot{q}_{He-PG} / \alpha_{He} \tag{6}$$

$$\alpha_{He} = \alpha_{He}(\text{konv.}) + \alpha_{He}(\text{Strahlung}) \tag{7}$$

$$\alpha_{He}(\text{konv.}) = Nu \cdot \lambda / d_h \tag{8}$$

$$Nu = 0{,}024\ Re^{0{,}8}\ Pr^{0{,}44}$$

$$Re = d_h\ w\ \varrho / \eta$$

$$d_h = D_i(\text{Hüllrohr}) - D_a(\text{Spaltrohr})$$

Nach Gröber-Erk /2/ gilt für den Wärmestrahlungsanteil (ca. 10 - 20 %)

$$\alpha_{He}(\text{Strahlung}) = S \cdot 4 \cdot \bar{T}^3, \tag{9}$$

wobei $\bar{T} = (T_{He} + T_{Wa})/2$

$$S = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon \cdot \sigma_s} + \frac{D_a(\text{Spaltrohr})}{D_i(\text{Hüllrohr})} \left(\frac{1}{\varepsilon \sigma_s} - \frac{1}{\sigma_s}\right)}$$

$$\varepsilon = 0{,}613$$

$$\sigma_s = 5{,}775 \cdot 10^{-8}\ W/m^2K^4$$

Methode 2 ist natürlich auch an allen anderen Meßebenen anwendbar. Die hier beschriebenen unterschiedlichen Ermittlungsmethoden und ferner die Ermittlung von α_{He} aus den Versuchsdaten wurden standardmäßig ins EVA I-Auswerteprogramm eingebaut. Durch den Vergleich mit den nach den Beziehungen (1) und (7) berechneten Wärmeübergangszahlen sind damit weitere Möglichkeiten geschaffen, bei schlechten Werten der verschiedenen Bilanzkontrollen herauszufinden, welche Meßgröße fehlerhaft ist.

3.1.3 Vergleich der Versuchsergebnisse Korbeinsatz/Schüttung

3.1.3.1 Wärmeübergang Wand-Prozeßgas

Abb. 3.2 zeigt die Wärmeübergangszahlen α_{W-PG} an Meßebene 2 in Abhängigkeit von der mittleren Strömungsgeschwindigkeit w_{Leer} im katalysatorfrei gedachten Spaltrohr. Die experimentell ermittelten Werte für die Schüttung haben den nach Beziehung (1) erwarteten Verlauf. Die geringe Abweichung von 5 % weist darauf hin, daß die benutzten Meßgrößen nur mit geringen Meßfehlern behaftet sind.

Würde man im Falle des Korbeinsatzes ebenfalls die Beziehung (1) anwenden, so ergäbe sich der gleiche theoretische Verlauf. Dies zeigt, daß die den Wärmeübergang bestimmenden Parameter (Stoffdaten und Strömungskennzahlen) bei den Versuchsreihen vergleichbar waren.

Im Vergleich zur Schüttung mit Werten für α_{W-PG} um 1ooo W/m^2K an Ebene 2 wurden bei der Korbstrecke Werte um 65o W/m^2K ermittelt, was eine Einbuße von 35 % bedeutet.

Etwas günstiger ist das Versuchsergebnis bei Ebene 4 (s. Abb. 3.3). Hier ist eine Abnahme der Werte von im Mittel 13oo auf ca. 1ooo W/m^2K zu verzeichnen, was eine Einbuße von 2o % bedeutet.

Da die Werte an Ebene 2 weniger streuen als an Ebene 4, ist diesen größeres Gewicht beizumessen. Damit kommt man zu der Aussage, daß der Wärmeübergang Wand-Prozeßgas bei der hier untersuchten Korbkonstruktion bezogen auf das Gesamtrohr um 3o % schlechter war als bei der Vergleichsschüttung.

3.1.3.2 Auswirkung auf den Gesamtwärmedurchgang

Im Hinblick auf die Prozeßführung interessiert vor allem, in welchem Maße sich die Verschlechterung des Wärmeübergangs Wand-Prozeßgas auf den gesamten Wärmetransportvorgang, gekennzeichnet durch die Wärmedurchgangszahl k_{He-PG}, auswirkt. Damit läßt sich dann unmittelbar angeben, um wieviel eine bestimmte Temperaturspanne Helium-Prozeßgas zu erhöhen ist, um mit dem Korbeinsatz die gleiche Spaltendtemperatur zu erzielen. Bild 3.4 zeigt typische Temperaturverläufe für Helium und Prozeßgas über der Rohrlänge bei vergleichbaren Betriebszuständen. Dieses Bild zeigt deutlich, daß bei vergleichbaren Prozeß-

gasdaten, wie Ein- und Austrittstemperaturen, Massenstrom und Umsatz beim Katalysatorkorb-Einsatz eine deutlich höhere Heliumtemperatur erforderlich ist.

Ein direkter Vergleich Korb-Schüttung wurde für 6 Meßpunktpaare, bei denen die Prozeßgasparameter jeweils nahezu gleich eingeregelt worden waren, durchgeführt. Aus den an den 4 Ebenen ermittelten Wärmedurchgangszahlen

$$k_{He-PG} = \dot{q}_{He}/(T_{He}-T_{PG}) \qquad (1o)$$

wurde eine den Wärmetransport insgesamt charakterisierende mittlere Wärmedurchgangszahl $\bar{k}_{He-PG}$ errechnet.

In Tabelle 3.2 sind die Ergebnisse wiedergegeben. Durch Mittelung über die ausgewählten 6 Meßpunkte ergeben sich für die beiden Versuchsreihen folgende typische Werte:

Schüttung: $\bar{k}_{He-PG} = 54o \ W/m^2{}_i \ K \ \hat{=} \ 1oo \ \%$

Korbeinsatz: $\bar{k}_{He-PG} = 46o \ W/m^2{}_i \ k \ \hat{=} \ 85 \ \%$

Dies entspricht der Vergrößerung der Temperaturspanne Helium-Prozeßgas um 15 grd:

Schüttung: $\overline{T_{He}-T_{PG}} = 13o \ ^oC$

Korbeinsatz: $\overline{T_{He}-T_{PG}} = 145 \ ^oC$

Der Heliummassenstrom von im Mittel o,24 kg/s bei der Schüttung war beim Korbeinsatz um o,o1 kg/s höher. Die dadurch bedingte Verbesserung des Wärmeübergangs Helium-Wand macht jedoch weniger als 4 % aus (s. Gl. (8)), so daß die daraus resultierende geringe Erhöhung von $\bar{k}_{He-PG}$ (um etwa 1 %) nicht berücksichtigt zu werden braucht.

3.1.3.3 Methanumsatz und Abstand zum Gleichgewicht

Außer der Frage des Wärmeübergangs war zu klären, ob die veränderte Katalysatoranordnung auch einen Einfluß auf die Kinetik hat. Hierzu ist in den Abb. 3.5 und 3.6 für jeweils konstante Molverhältnisse H_2O/CH_4 der Methanumsatz in Abhängigkeit von der Prozeßgastemperatur dargestellt. Ebenfalls eingezeichnet ist der Gleichgewichtsumsatz. Man erkennt, daß an Ebene 2 und 3 keine signifikanten Umsatzeinbußen zu verzeichnen sind. Dagegen ist der CH_4-Umsatz an Ebene 4 beim Korbeinsatz deutlich geringer:

Schüttung: U_{CH_4}(Gleichgew.)-U_{CH_4} = 3 % abs.

Korbeinsatz: U_{CH_4}(Gleichgew.)-U_{CH_4} = 5 bzw. 7 % abs.

Der Abb. 3.7 entnimmt man, daß diese Differenzen einem Temperatur-Approach von etwa 15 grd entsprechen:

Schüttung: Approach (U_{CH_4}) = 7 grd.

Korbeinsatz: Approach (U_{CH_4}) = 22 grd.

Dieses Ergebnis wird auf die ausgeprägte Randströmung des Prozeßgases - ohne Kontakt mit dem Katalysator - zurückgeführt.

3.1.3.4 Druckverlust

Der Korbeinsatz stellt wegen des etwa 1,5 mm breiten Zwischenraums an der Spaltrohrinnenwand ein kleineres Strömungshindernis dar als die Schüttung. Wie zu erwarten, waren wegen dieser Randgängigkeit geringere Druckverluste des Prozeßgases zu verzeichnen. Die parabelförmigen Verläufe des Druckverlustes Δp in Abhängigkeit vom Erdgasvolumendurchsatz V_{Erdgas}, dargestellt in Abb. 3.8, entsprechen einer Beziehung

$$\Delta p = \psi \cdot \frac{\rho}{2} w^2 \qquad (11)$$

(Für eine bestimmte Ebene gilt bei konstantem H_2O/CH_4-Verhältnis am Eintritt $\rho \simeq$ konst und $w \sim \dot{V}_{Erdgas}$). Bei der höchsten Strömungsgeschwindigkeit wurden folgende Druckverluste über der gesamten Reaktionsstrecke gemessen ($\dot{V}_{Erdgas}$ = 12o m^3_N/h, H_2O/CH_4 = 4,3):

Schüttung: 4,3 bar $\hat{=}$ 1oo %

Korbeinsatz: 1,7 bar $\hat{=}$ 4o %

Literatur

/1/ K.M. Parker
DSR Analytical Computer Program
General Electric-ARSD, Sunnyvale, California, 1978

/2/ Gröber, Erk, Grigull
Die Grundgesetze der Wärmeübertragung
Springer-Verlag, Berlin, 1963

3.1.4 Reformer-Simulationsprogramm

Charakterisierung des Programms

Im Rahmen der Zusammenarbeit beim Duplexrohr-Versuch wurde von GENERAL ELECTRIC ein Reformer-Simulationsprogramm (DSR 1) zur Verfügung gestellt. Dieses beschreibt den Wärmetransport und Stoffumsatz nach einem eindimensionalen einphasigen Modell. Es gestattet die Berechnung von einwandigen und doppelwandigen (Duplex-)Spaltrohren mit innerer Produktgasrückführung. Nach Vorgabe der Eintrittsbedingungen des Helium- und Prozeßgasstroms (unter Berücksichtigung höherer Kohlenwasserstoffe) werden nach einem Iterationsverfahren folgende Größen über der Rohrlänge berechnet:

- Gastemperaturen
- Wandtemperaturen
- Wärmeübergangszahlen (Wärmestromdichten)
- Drücke
- Molenströme (Umsätze)

sowie die insgesamt vom Helium abgegebene und die für Reaktion und Aufheizung vom Prozeßgas aufgenommenen Wärmemengen.

Historie des Programms

Das hier vorliegende Reformerprogramm wurde im Laufe seiner Entwicklung bereits mehrfach verändert und verbessert, wodurch inzwischen ein hohes Maß an Flexibilität, Rechengenauigkeit und Übersichtlichkeit erreicht wurde. Die Stationen der Entwicklung dieses Programms waren:

- Steam-Methane Reforming und IHX Computer-Modell (Version PHXSTP) des Los Alamos Scientific Laboratory
- Verbesserung des numerischen Verfahrens (Erfüllung der Energiebilanz) durch Dr. Lazarek beim General Electric Research and Development Laboratory
- Erweiterung auf den Fall eines Duplex-Rohrs (Version DSR) durch K. Parker bei General Electric-ARSD
- Überprüfung des Programms anhand von EVA I-Versuchsdaten und Verbesserung des Modells hinsichtlich Transportparametern und Berechnungsmethoden in Zusammenarbeit von GE und KFA-IRB (Version DSR1) /1, 2/
- Erweiterungen im Hinblick auf EVA II durch die NFE-Projektleitung /3/.

Stand des EVA I-Simulationsprogramms

Im Folgenden sind die das zur Zeit vorliegende Reformer-Simulationsmodell DSR1 kennzeichnenden wichtigsten Beziehungen zusammengestellt:

1) Wärmeübergänge

a) Helium-Außenwand: nach Dittus-Boelter, s. Gl. (3)
(verbesserungsfähig: Berücksichtigung der Wärmestrahlung)

b) Spaltrohrwand: über die Wärmeleitfähigkeit $\lambda_W(T)$ des jeweiligen Werkstoffes

c) Gasspalt bei einem Duplex-Rohr: additiver Wärmetransport mittels Wärmeleitung des Spülgases Helium und Wärmestrahlung
(verbesserungsfähig: Präzisierung der Beziehung für den Wärmestrahlungsanteil)

d) Innenwand-Prozeßgas nach der an EVA I-Daten geprüften Beziehung (1)
(vorher: nach einer von Beek angegebenen ca. 5o % zu hohe Wärmeübergangszahlen liefernden Beziehung)

e) Produktgas-Pigtailinnenwand: wie a)

f) Pigtailwand: wie b)

g) Pigtailaußenwand-Prozeßgas: wie d)
(verbesserungsfähig: Berücksichtigung der starken Krümmung durch einen Korrekturfaktor)

2) Kinetik

a) Abbau der höheren Kohlenwasserstoffe: Mit dem über die CH_4-Reformierungsreaktion gebildeten H_2 sorfortige Crackung zu CH_4
$C_nH_{2n+2} + (n-1)H_2 \rightarrow nCH_4$
(verbesserungsfähig: Berücksichtigung weiterer der drei anderen möglichen Reaktionen)

b) für die CH_4-Reformierungsreaktion
$CH_4 + 2\ H_2O \rightleftharpoons CO_2 + 4\ H_2$
Reaktionsgeschwindigkeitsansatz mit "Gleichgewichtsbremse" nach Hyman /4/
$r_{CH_4} = k(T)\ (K_p \cdot p_{CH_4}\ p_{H_2O}{}^2 - p_{CO_2}\ p_{H_2}{}^4)$

c) Shift-Reaktion: im Gleichgewicht

3) Druckverlust

In der Schüttung: vereinfachte Beziehung /3/ nach Barthels /5/
(vorher: nach einer von Leva angegebenen ca. 5o % zu hohe Druckverluste liefernden Beziehung)

4) Stoffwerte

Wärmekapazität und Reaktionsenthalpie: nach Vargaftik /6/
(verbesserungsfähig: Behandlung des Dampfes als reales Gas; dazu Verwendung des Konzeptes der absoluten Enthalpien nach Kjaer und VDI-Wasserdampftafel)

Literatur

/1/ D.J. Meyer, K.M. Parker
DSR1 Analytical Computer Program
General Electric-ARSD, California, 198o

/2/ H. Fedders, E. Riensche
Checking of the DUPLEX Steam Reformer
Model DSR1 with EVA I Data
KFA-IRB, An-14-8o, 198o

/3/ H.J. Schiebahn (RBW)
Parameterstudie 85o (in Vorbereitung)

/4/ M.H. Hyman
Simulate Methane Reformer Reactions
Hydrocarbon Processing, 47 (1968) 131-137

/5/ H. Barthels
Der Druckverlust in Schüttungen aus zylindrischen Körpern
Jül-1544, KFA Jülich, 1978

/6/ N.B. Vargaftik
Tables on the Thermophysical Properties of Liquids and Gases
John Wiley and Sons, 1978

3.1.5 Versuchsparameter

Abb. 3.9 veranschaulicht die in den beiden Versuchsreihen durchgeführten Versuchsprogramme. Dabei wurden die charakteristischen Parameter innerhalb folgender Bereiche variiert:

Helium $\dot{m}_{He}$ = o,16 - o,46 kg/s (abhängiger Parameter)

$T_{Eb.4}$ = 85o - 95o °C

$P_{Eb.4}$ = 4o bar

$T_{Eb.1}$ = 61o - 78o °C (abhängiger Parameter)

($T_{Eb.4} - T_{Eb.1}$ = 11o - 33o grd)

Prozeßgas $\dot{V}_{Erdgas}$ = 75 - 15o m^3_N/h

H_2O/CH_4 = 1 - 4

$T_{Eb.1}$ = 44o - 53o °C

$P_{Eb.1}$ = 29 - 35 bar

$T_{Eb.4}$ = 81o - 83o °C

(U_{CH_4} = 25 - 71 %)

Die Zuordnung der Versuchsplan-Nr. zu den Meßpunktaufnahme-Nr. geht aus Tab. 3.2 hervor. Einige Meßpunkte sind mehrfach aufgenommen worden. Wie in Tab. 3.2 vermerkt, waren bei einigen Meßpunkten schlechte Werte der Atombilanzen zwischen Ein- und Austritt zu verzeichnen. Diese wurden nicht zur Auswertung herangezogen.

3.1.6 Experimente zur Rußbildung

Im Berichtszeitraum konnten keine Experimente durchgeführt werden. Auf Anordnung des zuständigen Gewerbeaufsichtsamtes wurden die Anlagen "Wanda", die für die Rußversuche eingesetzt wurde und "Evchen", eine kleine Reformeranlage, die die Katalysatortestreaktoren Metha I-VIII mit ca. 1,5 Nm^3/h Reformergas belieferte,stillgelegt. Als Begründung wurde geltend gemacht, daß die neue Dampfkesselverordnung auf die hier eingesetzten Dampferzeuger voll anzu wenden sei. Trotz unseres Einwandes, daß beide Anlagen ein Volumen von insgesamt nur wenigen Litern hätten und damit auch bei 4o bar ein geringes Gefahrenpotential darstellten und außerdem ein optimaler Personenschutz durch entsprechende Schutzvorrichtungen und Gaswarngeräten gegeben sei (der von GA- und

TÜV-Beamten auch bestätigt wurde), wurden Auflagen erteilt, die im Berichtszeitraum nicht erfüllt werden konnten. So müssen z.B. Rohre aus Incoloy 8oo mit 3/1A-Werkstoffzeugnis herbeigeschafft werden. Für "Evchen" wurde eine Übergangslösung gefunden, die eine Wiederinbetriebnahme im August 198o gestattet.
Es bleibt festzustellen, daß durch die laufend verschärften Sicherheitsbestimmungen spontane experimentelle Arbeiten mit überschaubaren Risiken auf unangemessene Weise beeinträchtigt werden.

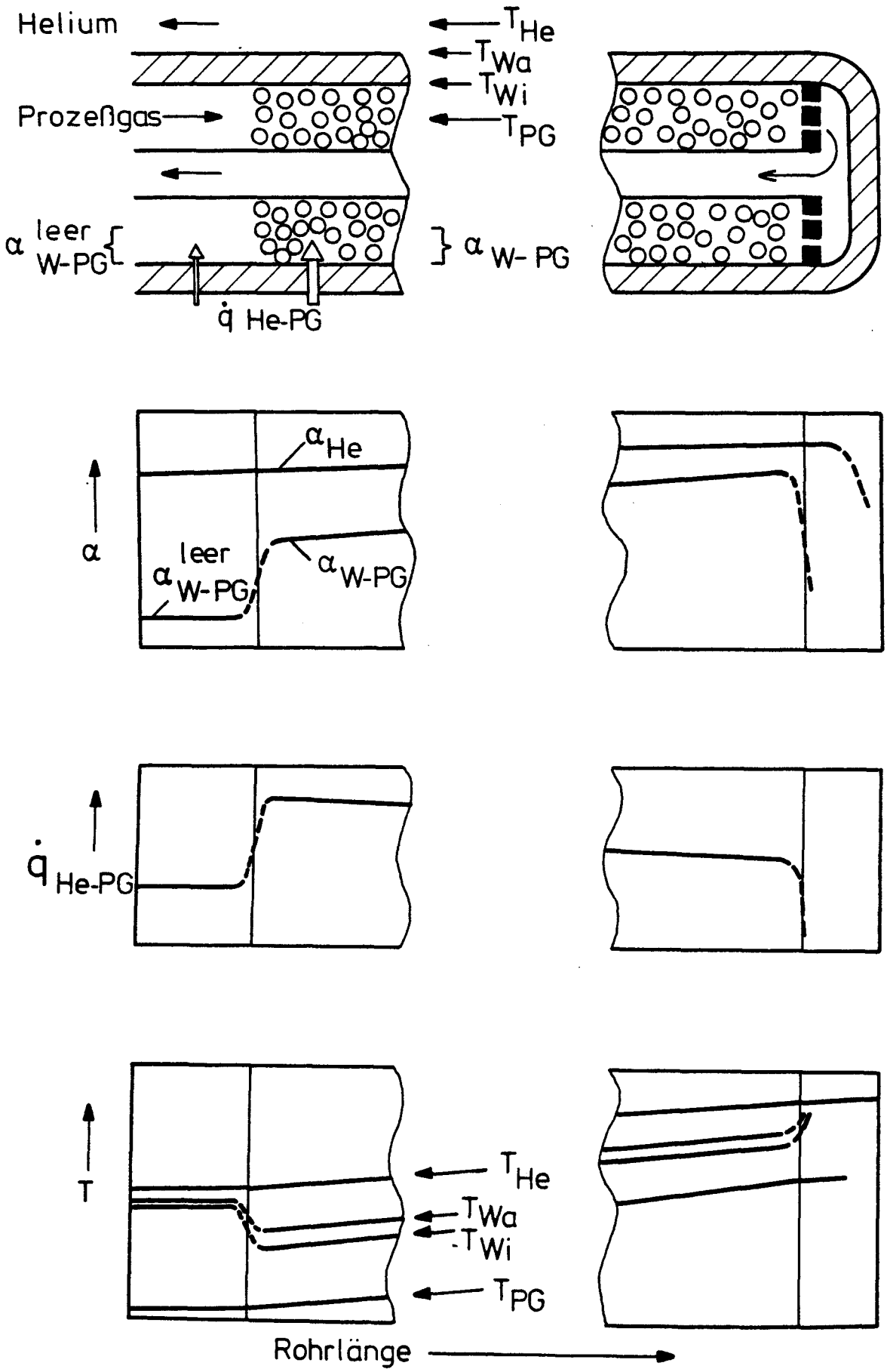


Abb.3.1: Ein- und Auslaufstörungen am Anfang und Ende der Reaktionsstrecke (schematisch)

	innen (Wand-Prozeßgas)				außen (Helium-Wand)	
Methode	1a	1b	2a	2b	a	b
anwendbar für	Ebene 2 und 3		alle Ebenen		Ebene 2 und 3	
$\dot{q}_{He-PG}$ =	$\dot{q}_{He}$	$\dot{q}_{PG}-\dot{q}_{IR}$	$\dot{q}_{He}$	$\dot{q}_{PG}-\dot{q}_{IR}$	$\dot{q}_{He}$	$\dot{q}_{PG}-\dot{q}_{IR}$
	T_{Wa} = Meßwert		T_{He} = Meßwert $T_{Wa}=T_{He}-\frac{\dot{q}_{He-PG}}{\alpha_{He}(\text{theor.})}$		T_{He} = Meßwert T_{Wa} = Meßwert	
	$T_{Wi} = T_{Wa}-\dot{q}_{He-PG}\frac{D_a \ln (D_a/D_i)}{2\lambda_w}$ T_{PG} = Meßwert					
	$\alpha_{W-PG} = \frac{\dot{q}_{He-PG}}{T_{Wi}-T_{PG}}$				$\alpha_{He} = \frac{\dot{q}_{He-PG}}{T_{He}-T_{Wa}}$	

Anm.: $\dot{q}_{He-PG}$ ist je nach Erfordernis auf die Innen- oder Außenwand bezogen.

Tabelle 3.1: Methoden zur Ermittlung der Wärmeübergangszahlen an der inneren und äußeren Spaltrohrwand aus EVA I-Versuchsdaten.

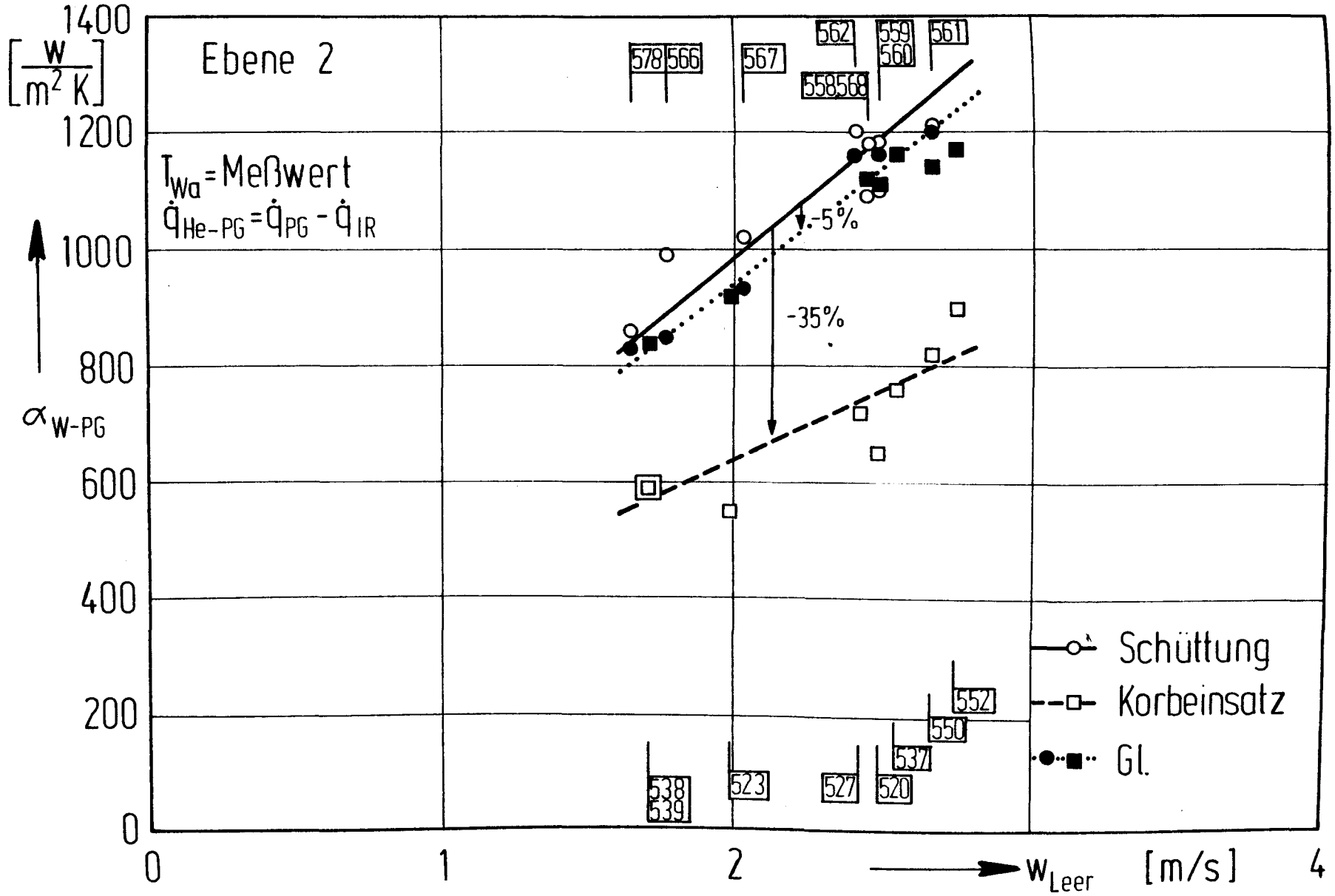


Abb.3.2: Vergleich von Wärmeübergangszahlen Wand-Prozeßgas bei Korbeinsatz und Schüttung (Meßebene 2)

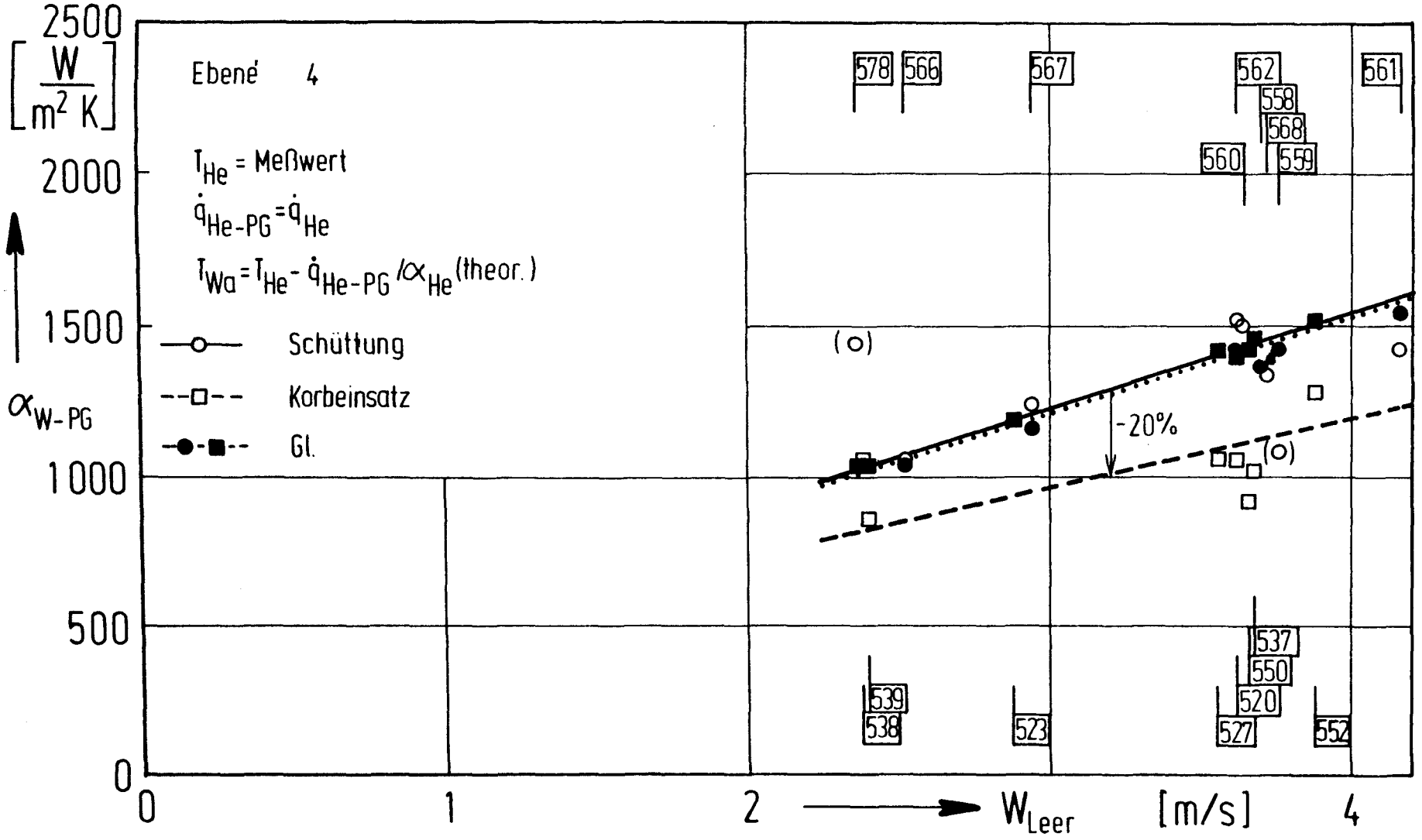


Abb.3.3: Vergleich von Wärmeübergangszahlen Wand-Prozeßgas bei Korbeinsatz und Schüttung (Meßebene 4)

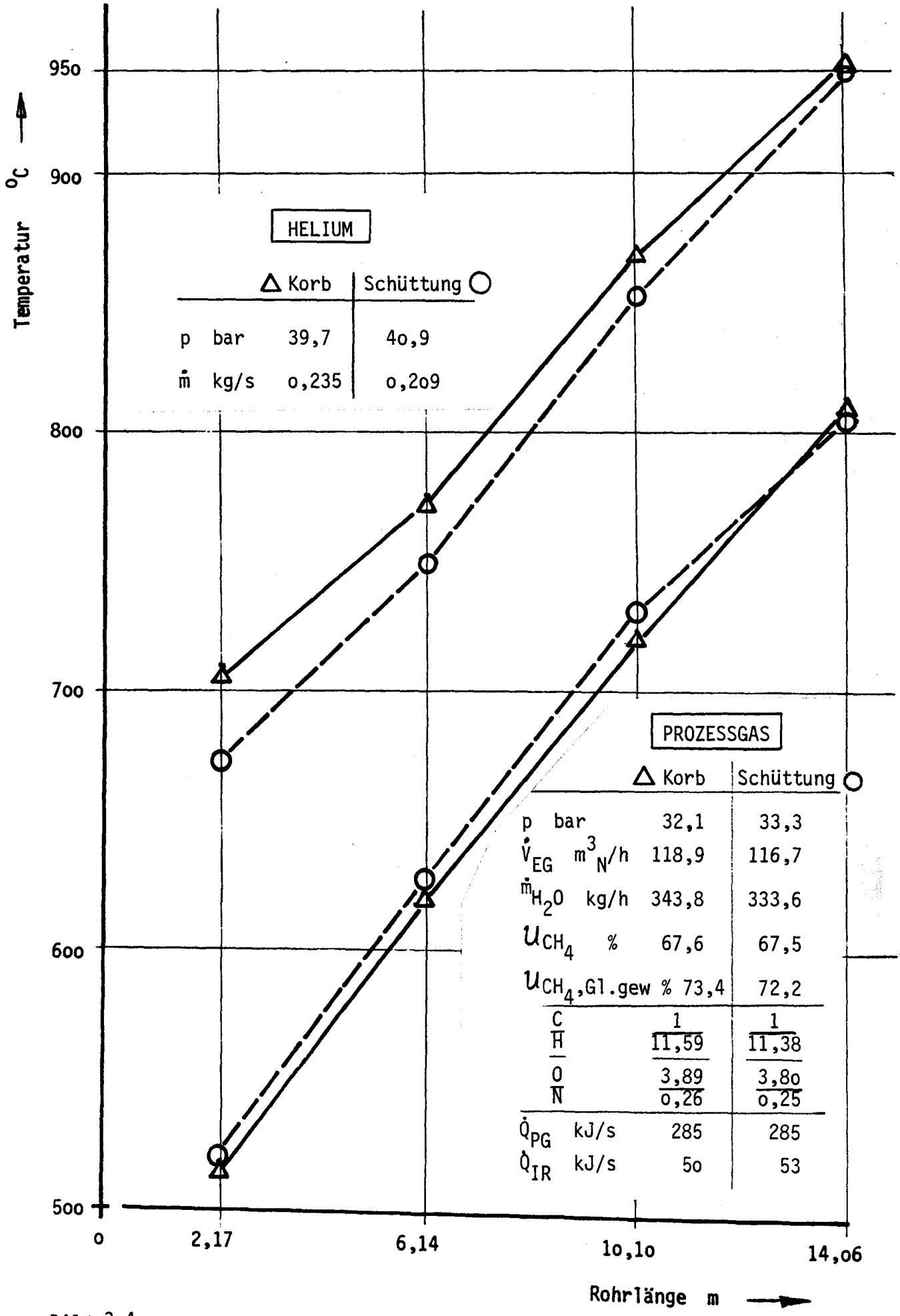


Bild 3.4: Temperaturverläufe über der Spaltrohrlänge bei Verwendung von Katalysatorkörben bzw. einer Katalysatorschüttung unter vergleichbaren Randbedingungen.

Tabelle 3.2: Vergleich von mittleren Wärmedurchgangszahlen und Temperaturdifferenzen Helium-Prozeßgas

	Schüttung					Korbeinsatz					Korbeins./Sch.	
Plan-Nr.	MP	A-Bil. ≠)	$\dot{m}_{He}$ kg/s	$\bar{k}_{He-PG}$ W/m²K	$\overline{T_{He}-T_{PG}}$ grd	MP	A-Bil.	$\Delta\dot{m}_{He}$ kg/s	$\bar{k}_{He-PG}$ W/m²K	$\overline{T_{He}-T_{PG}}$ grd	$\bar{k}/\bar{k}$ %	$\Delta\overline{T_{He}-T_{PG}}$ grd
2	558 568		o,247	585	139	52o		-o,o12	497	155	85	+16
3	567		o,19o	5o7	124	523		-o,o11	452	14o	89	+16
5	56o		o,367	597	138	521 55o	C,N	+o,o91	5o2	157	84	+19
6	573	C,N				524						
7	-					522						
8	-					525 551	0					
9	559 562 563 57o 571 572		o,285	622	142	527 537		+o,o32	515	16o	83	+18

≠) C,H,O,N steht für: C,H,O,N-Atombilanz Aus/Ein nicht zwischen 9o und 11o %

Fortsetzung

Tabelle 3.2: Vergleich von mittleren Wärmedurchgangszahlen und Temperaturdifferenzen Helium-Prozeßgas

	Schüttung					Korbeinsatz					Korbeins./Sch.	
Plan-Nr.	MP	A-Bil.	$\dot{m}_{He}$	$\bar{k}_{He-PG}$	$\overline{T_{He}-T_{PG}}$	MP	A-Bil.	$\Delta\dot{m}_{He}$	$\bar{k}_{He-PG}$	$\overline{T_{He}-T_{PG}}$	$\bar{k}/\bar{k}$	$\Delta\overline{T_{He}-T_{PG}}$
		≠)	kg/s	W/m_i^2K	grd			kg/s	W/m_i^2K	grd	%	grd
1o	564 578	N	o,176	456	122	538		-o,o18	4o1	129	88	+7
11	575 577					-						
12	576					526	0					
13	565 566	N	o,192	492	116	539		-o,oo7	4o1	128	82	+12
21	561 569	N O,N				552						
23=5 24=8												
25 26 27 28 29	574 - - - -	N				553 554 555 556 557	H,O O,N O O H,O					
Mittelwerte:			o,24	543	13o			+o,o13	461	145	85 %	+15grd

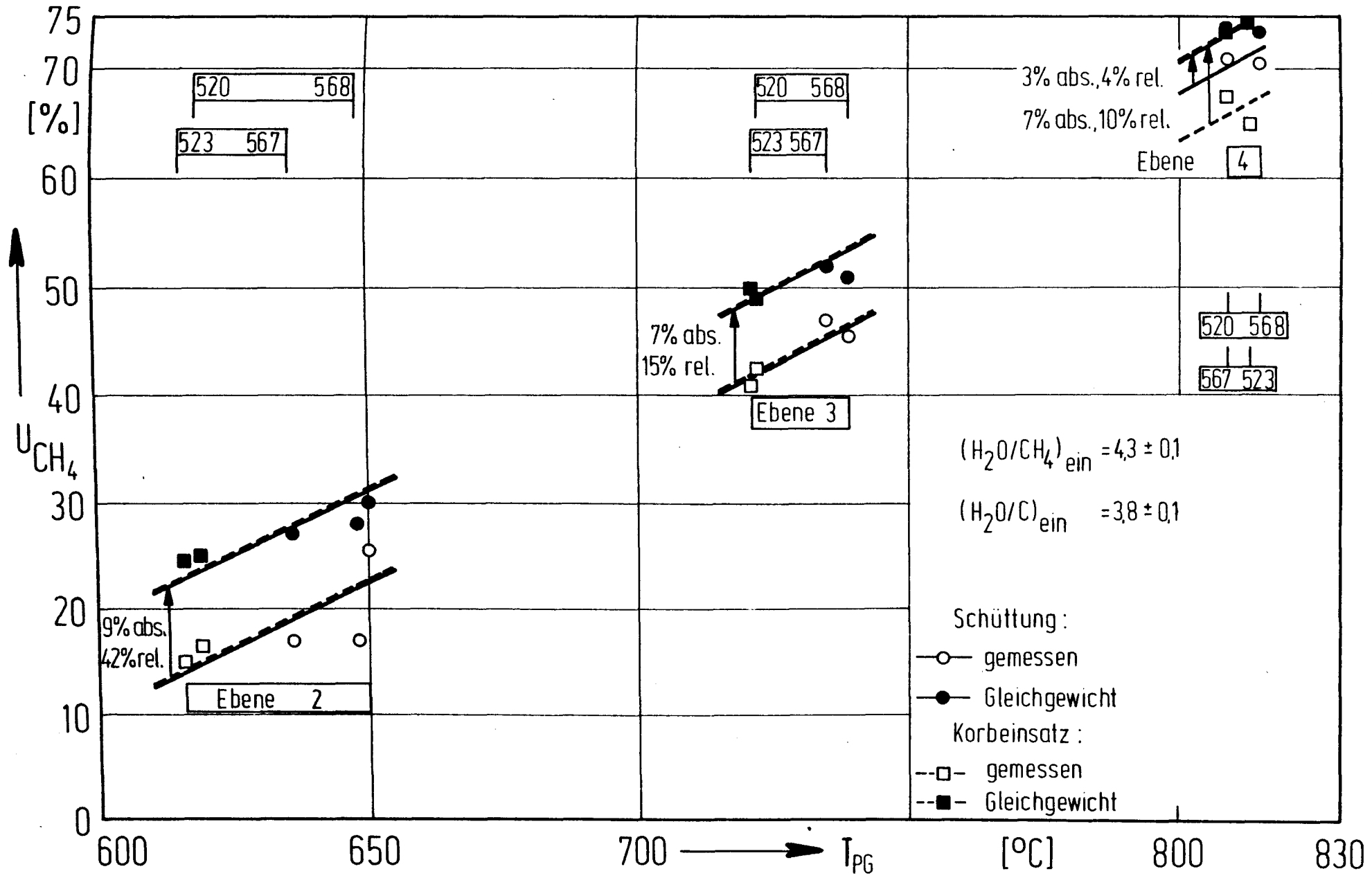


Abb. 3.5: CH_4-Umsätze bei Korbeinsatz und Schüttung, aufgetragen über der Prozeßgastemperatur CH_2O/CH_4 == 4,3)

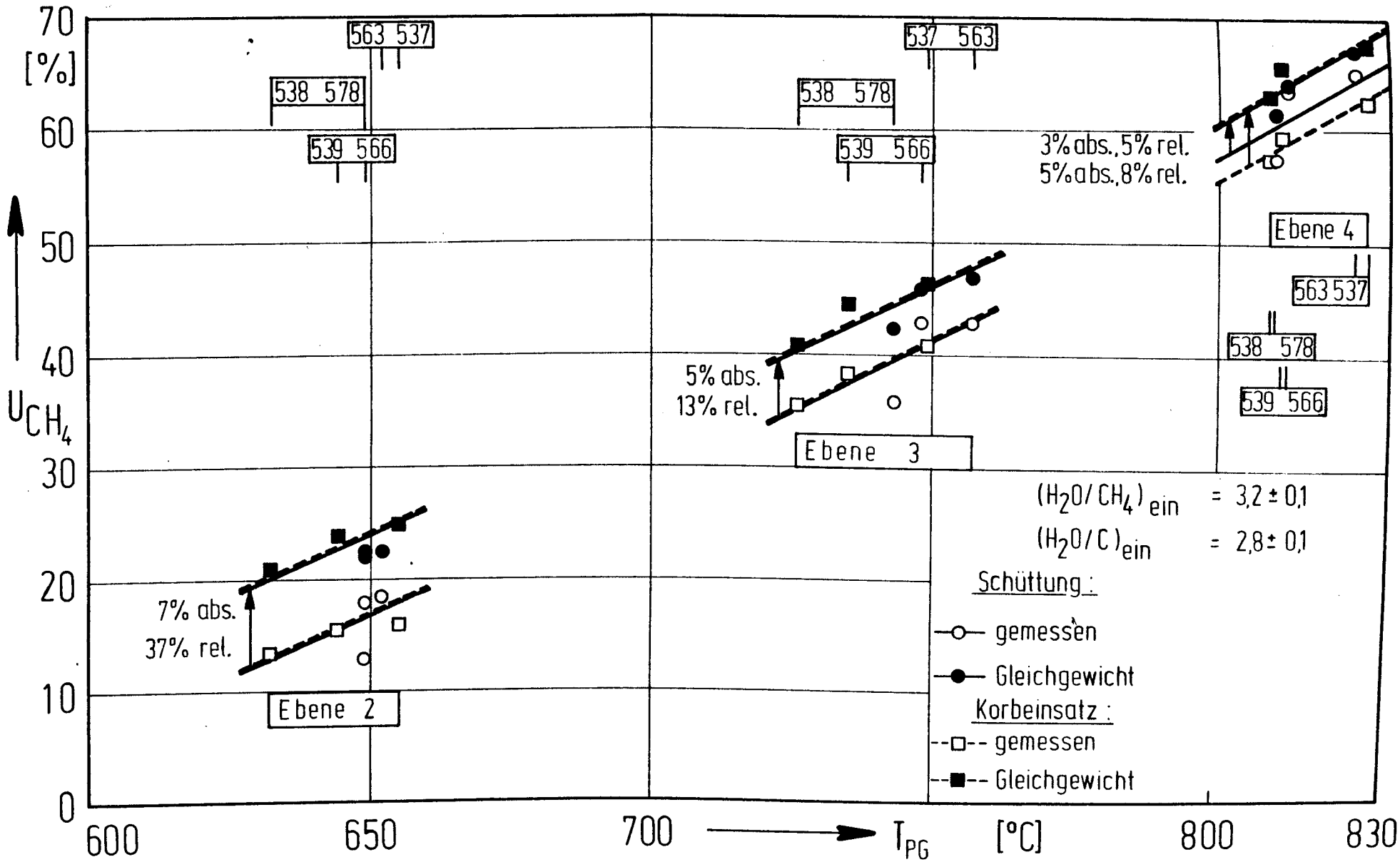


Abb. 3.6: CH_4-Umsätze bei Korbeinsatz und Schüttung, aufgetragen über der Prozeßgastemperatur (H_2O/CH_4 = 3,2)

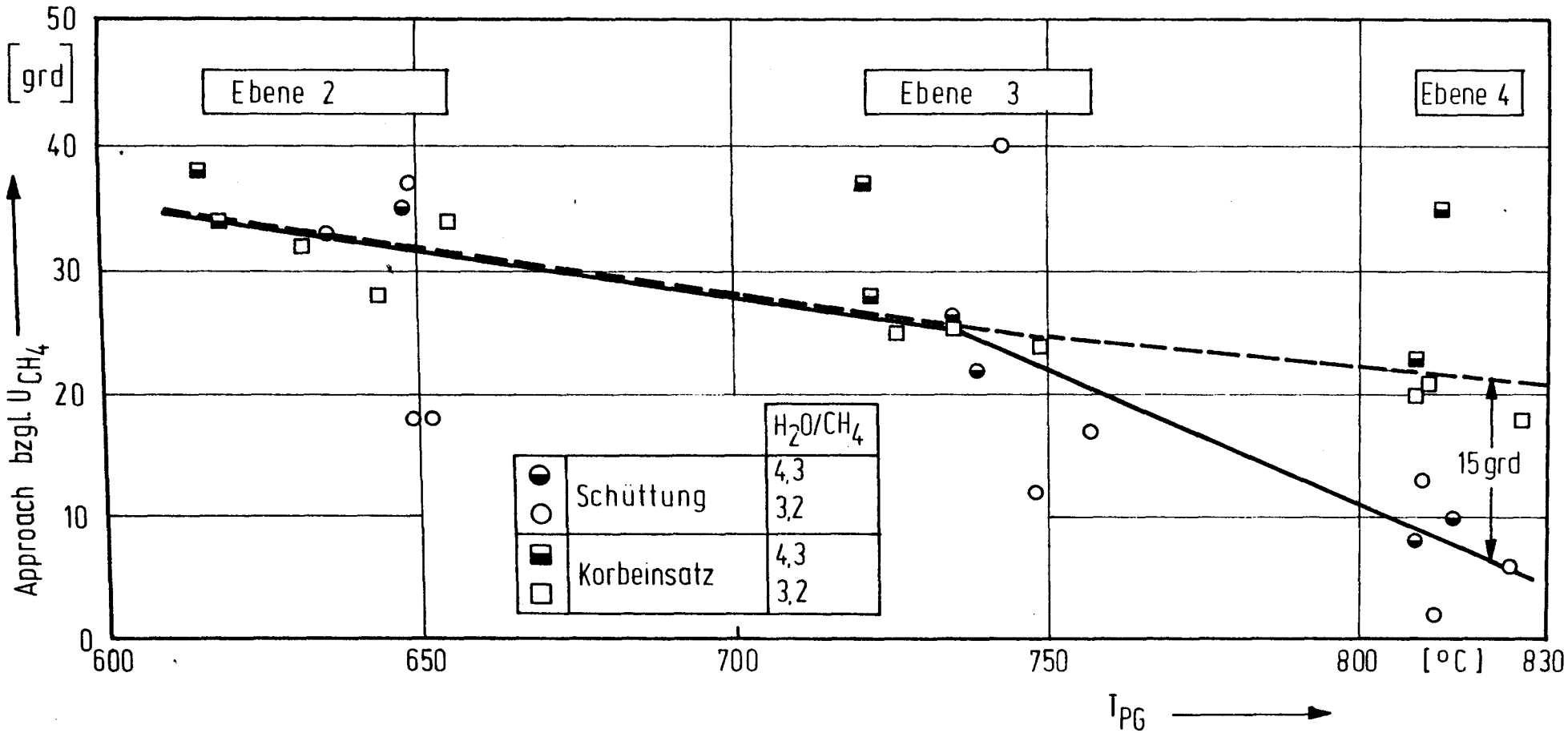


Abb. 3.7: Approach bezgl. des CH_4-Umsatzes bei Korbeinsatz und Schüttung, aufgetragen über der Prozeßgastemperatur

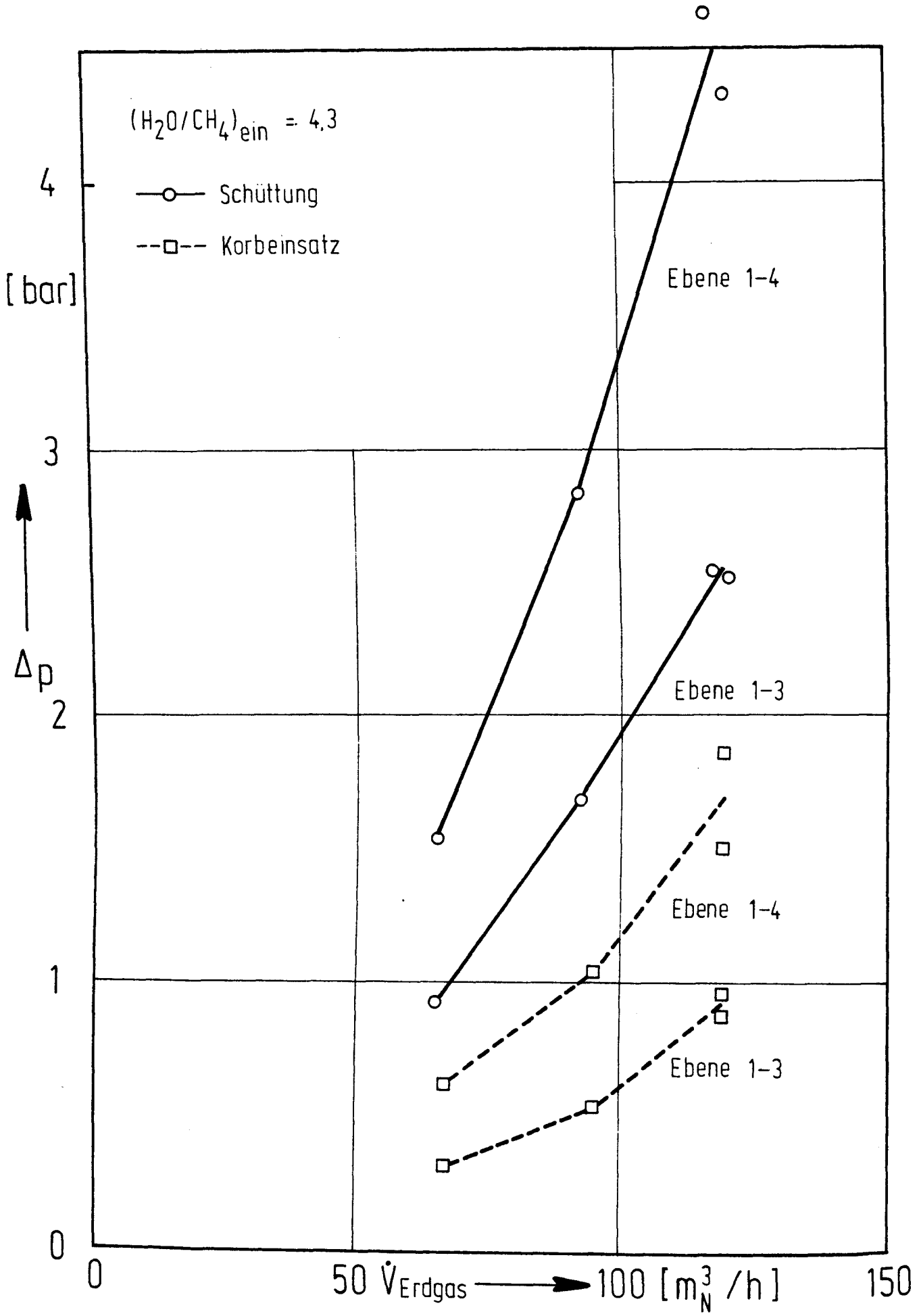
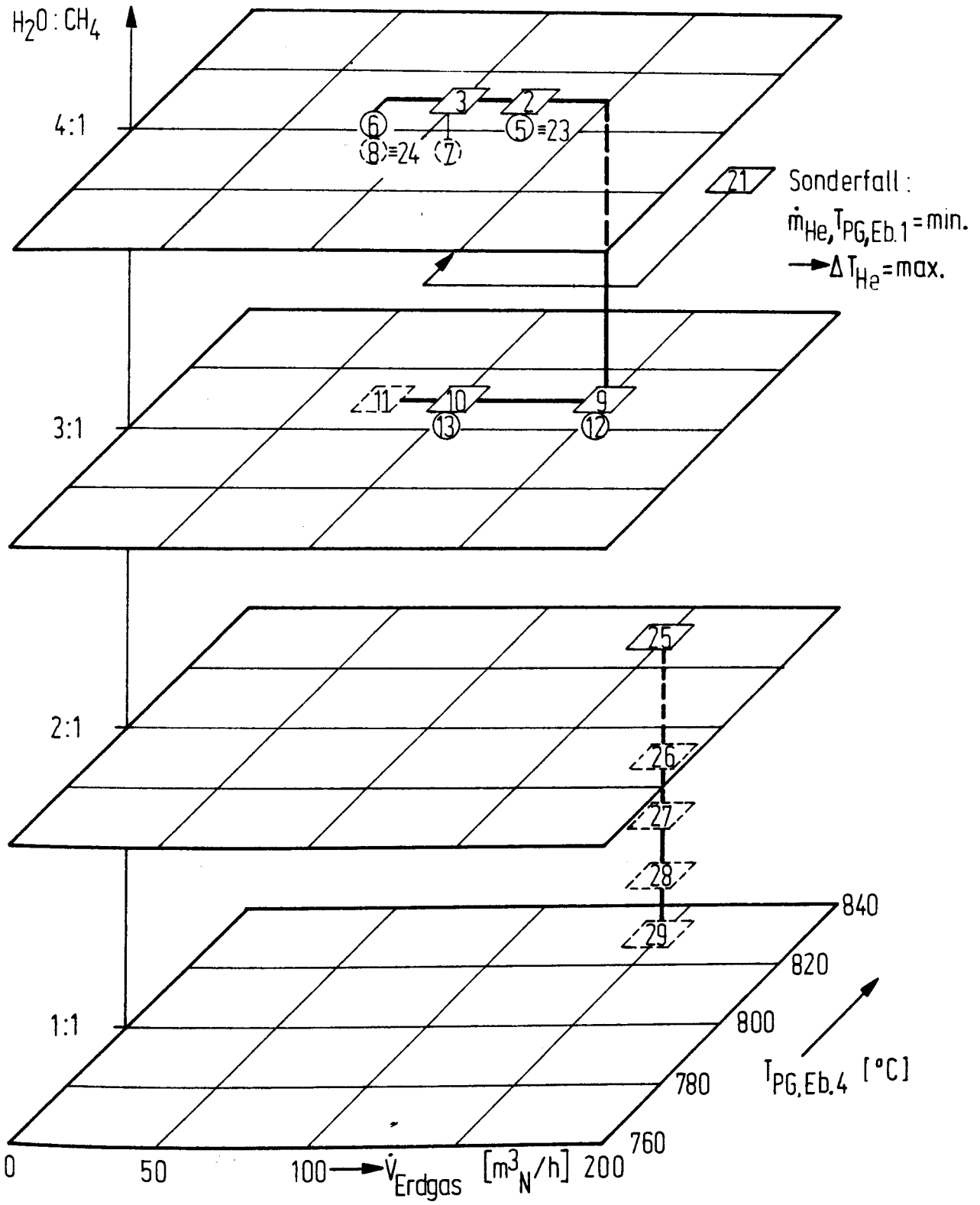


Abb.3.8: Druckverluste in Abhängigkeit vom Gasdurchsatz



He	
$\dot{m}_{He}$ = abh. Par.	
$T_{Eb.4}$ = 950 °C → ▱ 900 °C → ○ 850 °C → ○ $P_{Eb.4}$ = 40 bar	
$T_{Eb.1}$ = abh. Par.	

PG	
$\dot{V}_{Erdgas}$ = s.o. H_2O/CH_4 = s.o.	
$T_{Eb.1}$ ≈ 500°C $P_{Eb.1}$ ≈ 35 bar	
$T_{Eb.4}$ = s.o.	

Abb.3.9 Durchgeführte Versuchsprogramme (Nr. 7,8,26-29 nicht bei der Schüttung, Nr. 11 nicht beim Korbeinsatz)

3.2 Methanisierungsanlage ADAM I

3.2.1 Einleitung

Die Partner des Projektes "Nukleare Fernenergie" (NFE) - Kernforschungsanlage Jülich GmbH und Rheinische Braunkohlenwerke AG - untersuchten verschiedene Probleme des Prozesses der Methanisierung kohlenmonoxid- und kohlendioxidreicher Synthesegase. Die ersten experimentellen Ergebnisse zur Methanisierung mit der Pilotanlage ADAM I im Zusammenschluß mit der Dampf-Reformierungsanlage EVA I wurden in den Arbeiten von Harms, Höhlein und Skov (198o) und Harms,Höhlein, Jörn und Skov (198o) ausführlich dargestellt. Die Weiterführung dieser Arbeiten erfolgte in einem drei- und zweiwöchigen Versuchszyklus im Institut für Reaktorbauelemente (IRB) der Kernforschungsanlage Jülich GmbH in Jülich im März und Mai 198o.

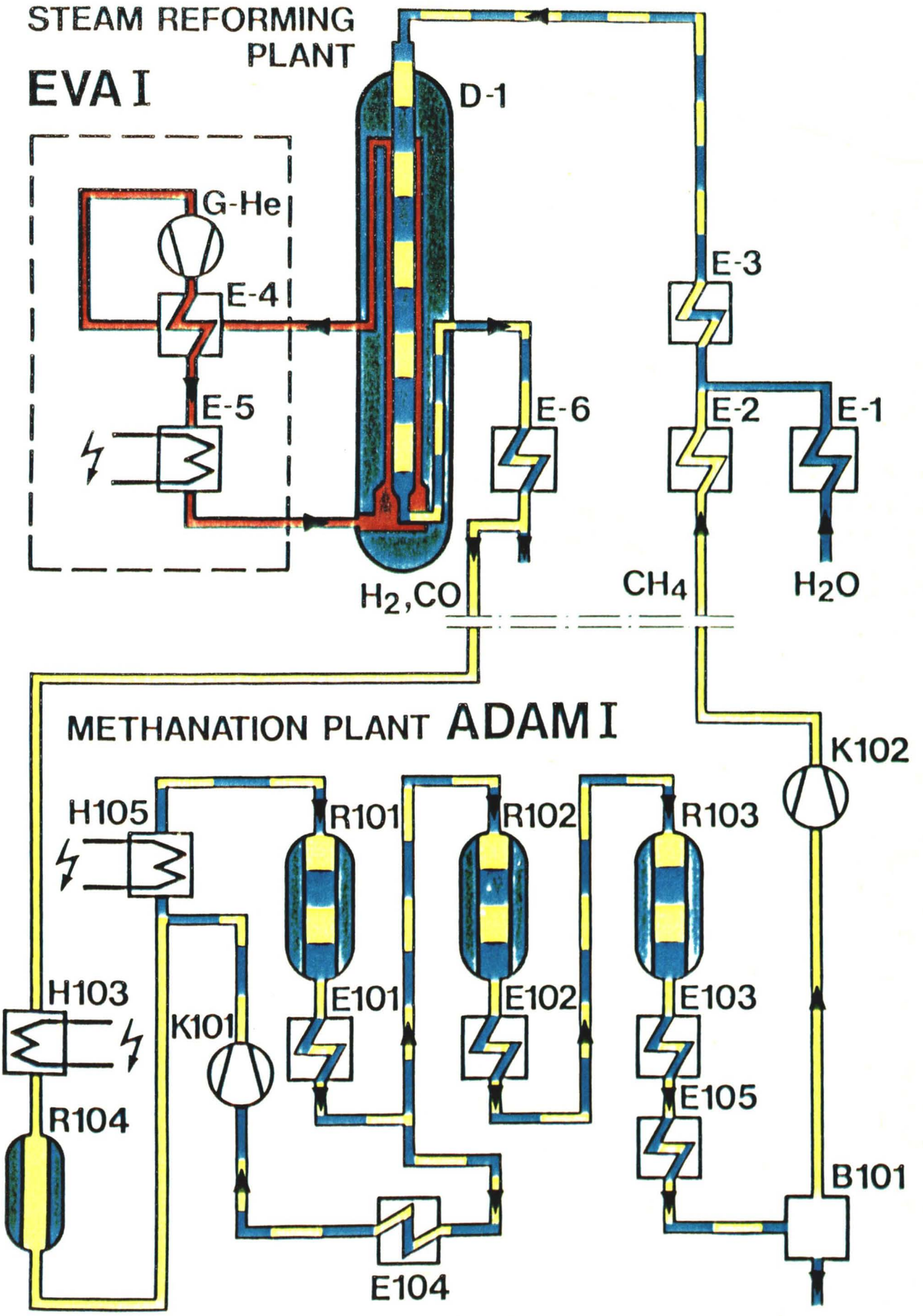
3.2.1.1 Versuchsziel

Der Versuchszyklus im März 198o begann mit dem Betrieb des Referenzfalles (MP[*]528) bei einer Temperaturspanne im ersten adiabaten Reaktor von 3oo - 6oo ^{o}C, um den Betriebszustand der Anlage mit den Versuchszyklen im Jahre 1979 zu vergleichen.

An zwei Tagen wurde im März 198o auf der Basis der Versuchsergebnisse vom Herbst 1979 ein Kreislaufbetrieb EVA I-ADAM I-EVA I mit CO_2-Einspeisung zur Kompensierung der CO_2-Verluste in den Kondensatabscheidern bei EVA I und ADAM I durchgeführt (MP 531, 532, 534). Hier stand die Überprüfung der Modellrechnung mit den experimentellen Ergebnissen und die Demonstration eines stabilen Betriebes im Vordergrund.

Der Einsatz eines Ejektors, anstelle eines Kompressors für die Produktgasrückführung um die 1. Methansierungsstufe zur Kontrolle der Reaktionsbettaustrittstemperatur, war erstmalig im Herbst 1979 im IRB zusammen mit der Firma Haldor Topsoe A/S untersucht worden. Die in der Arbeit von Harms, Höhlein, Jörn und Skov (198o) dargestellten ersten Versuchsergebnisse machten deutlich, daß eine weitere Optimierung des Betriebes mit Ejektor möglich ist, wenn Ejektorgeometrien geändert und die Produktgasrückführungsmenge verkleinert werden.

[*]MP - Meßpunkt



Pilot Plant Circuit: EVA I - ADAM I

Bild3.10: Pilotanlagen - EVA I/ADAM I

Ein solcher Betrieb mit veränderten Ejektorgeometrien bei Reaktionsbettaustrittstemperaturen der 1. Stufe zwischen 7oo und 625 °C wurde im Frühjahr 198o zusammen mit der Firma H. Topsoe A/S demonstriert. Gleichzeitig wurde die Kennlinie aufgenommen und das Verhalten des Ejektors bei Lastwechseln studiert (MP 54o-547).

Im Mai 198o wurde erstmals ein Betrieb ohne Mitarbeiter der Firma H. Topsoe A/S durchgeführt. Die Betriebsweise mit einer Produktgasrückführung um alle 3 Stufen sollte das Lastfallverhalten der Anlage ADAM I bei unterschiedlichen Gaseintrittsbedingungen aufzeigen.

3.2.1.2 Meßpunktübersicht

Die Tabelle 3.3 gibt einen Überblick der Arbeiten mit der Pilotanlage ADAM I im Zusammenschluß mit der Pilotanlage EVA I, wie sie in der Zeit vom 4.3.198o - 2o.3.198o und 7.5. - 14.5.(29.5) 198o im IRB durchgeführt wurden.

3.2.1.3 Anlage ADAM I

Die ausführlich von Höhlein (1977) beschriebene Pilotanlage ADAM I wurde am 4.3.198o wieder in Betrieb genommen (s.Bild 3.10).Nach Beendigung der Versuchsarbeiten im Jahre 1979 (86o Betriebsstunden) mußte der Katalysator der 3. Methanisierungsstufe erneuert und der 3. Reaktor umgebaut werden. Die Umrüstung war erforderlich, weil bei Öffnung einer Thermoelementendurchführung nach dem Versuchsbetrieb - bei kalter Anlage - der reduzierte Katalysator MCR-4 der 3. Methanisierungsstufe für einige Stunden durch den in das Reaktionsbett eindiffundierenden Luftsauerstoff stark oxidiert wurde. Die bei der Nickeloxidation

$$Ni + O_2 \longrightarrow NiO_2$$

freiwerdende Enthalpie führte zu einem Temperaturanstieg im Katalysator von über 1ooo °C. Dieser Anstieg verursachte eine unkontrollierte Temperaturbelastung des Katalysators und des austenitischen Behälterwerkstoffes 1.4571.

Der Katalysator MCR-4 wies nach der unkontrollierten Temperaturbelastung, die ein Anbacken der Katalysator-Körper an der Thermoelementenhülse (s. Bild 3.11) bei gleichzeitiger starker Verzunderung der Hülse bewirkte, eine um den Faktor 5-1o verminderte Standardaktivität auf.

Alle anderen Anlageneinheiten blieben im Vergleich zum Versuchsbetrieb im Herbst 1979 unverändert.

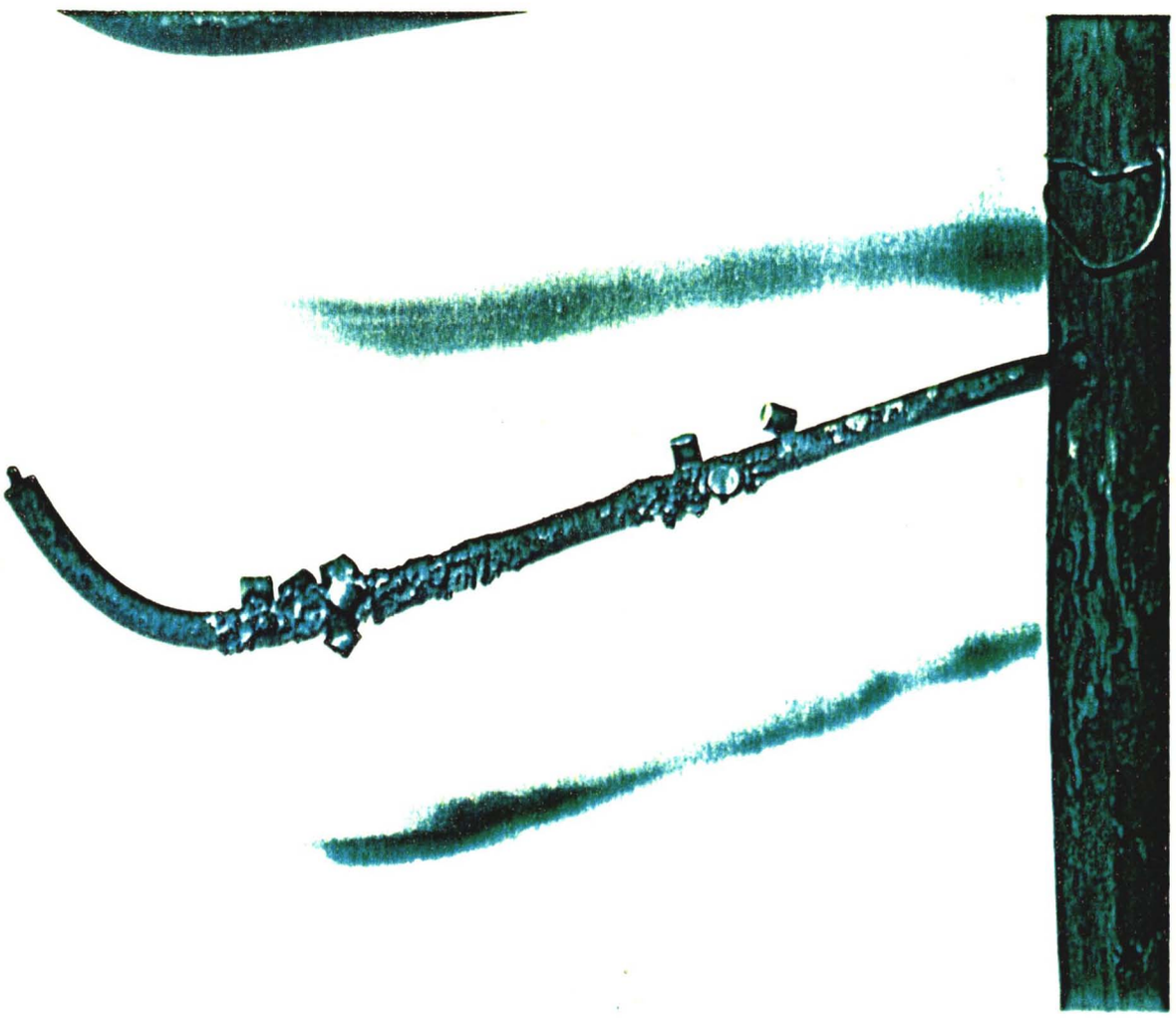


Bild3.11: Thermoelementhülse in Rlo3 nach unkontrollierter Temperaturbelastung

Tab.3.3: Meßpunkte ADAM I

		EVA				ADAM			
Datum	Zeit	EG Nm^3/h	H_2O/CH_4	V_{ein} Nm^3/h	ψ_{H_2} %	T_{R101} °C	Rec Nm^3/h	ψ_{aus,CH_4} %	Bemerkung
4.3.	11.oo								Beginn Adambetrieb
6.3.	18.15								EVA-ADAM Kopplung
7.3.	17.5o	15o	3	45o	68	6o8	761	85	Referenzfall Mp 528
8.3.	8.o9	148	3	452	68	6o9	764	85	Mp 529
	2o.2o	152	3	434	66	654	47o	83	Mp 53o
	23.23	15o	3	449	67	656	517	83	Mp 531
9.3.	8.45								Beginn Kreislauf
	15.oo								5oo Nl/h CO_2-Einspeisung vor EVA
	16.oo								1oo % Kreislauf
1o.3.	9.3o		3	449	68	657	524	85	Mp 532
	13.4o								5oo Nl/h CO_2-Einspeisung vor ADAM
11.3.	8.oo		3	441	68	657	521	85	Mp 534
	12.oo								Öffnen des Kreislaufs
	13.oo								CO_2-Einspeisung beendet bei Erdgas = 4o m^3/h
	16.5o	154	3	445	67	7o2	344	81	Mp 535

Fortsetzung:
Tab.3.3: Meßpunkte ADAM I

		EVA			ADAM				
Datum	Zeit	EG Nm^3/h	H_2O/CH_4	V_{ein} Nm^3/h	φH_2 %	T_{R101} °C	Rec Nm^3/h	φ_{aus,CH_4} %	Bemerkung
11.3.	18.oo								Umstellung K1o1 J1o1
12.3.	8.5o	151	3	441	67	7o2	366	81	Mp 536 Ejektor
	17.oo								Ejektornadel hängt fest. Abfahren ADAM I und Reparatur der Ejektornadel
14.3.	8.oo								Anfahren ADAM I mit H_2/N_2 und K1o1
	17.3o								Umschalten von K1o1 auf J1o1 u. H_2/N_2 auf EVA-Gas
15.3.	14.1o	151	3	437	66	698	361	82	Mp 54o Ejektor
16.3.									Ejektorkennlinie zwischen T_{max} R1o1 7oo °C-625 °C
	9.1o	15o	3	432	66	694	353	82	Mp 541 Ejektor
	11.4o								Lastwechsel Fi-1 18 m^3/h 15 m^3/h
	16.3o	151	3	354	65	696	279	83	Mp 542 Ejektor
	18.oo								Lastwechsel Fi-1 15 m^3/h 12 m^3/h
	22.oo	15o	3	296	66	7o2	296	83	Mp 544 Ejektor

Fortsetzung
Tab.33: Meßpunkte ADAM I

		EVA			ADAM				
Datum	Zeit	EG Nm^3/h	H_2O/CH_4	V_{ein} Nm^3/h	φ_{H_2} %	T_{R101} °C	Rec Nm^3/h	φ_{aus,CH_4} %	Bemerkung
17.3.	4.35	152	3	263	65	652	298	85	Mp 545 Ejektor
	5.3o								Lastwechsel Fi-1 12 m^3/h 15 m^3/h
	7.4o	151	3	358	65	652	378	84	Mp 546 Ejektor
	1o.4o								Lastwechsel Fi-1 15 m^3/h 18 m^3/h
	15.25	152	3	428	65	651	489	84	Mp 547 Ejektor
18.3.	11.oo								Umstellen J1o1-K1o1 und T_{max} R1o1 von 65o °C auf 6oo °C
	15.oo	154	3	429	65	6o1	684	85	Referenzfall MP 548
	19.4o								T_{max} R1o1 von 6oo °C auf 5oo °C durch Kaskadenregelung
	21.2o								Umschalten PRF## um alle 3 Stufen
19.3.	o.oo	153	3	428	65	5o5	885	82	Mp 549
2o.3.	1.oo								Abfahrbeginn

*Alle Meßpunktdaten für die Übersicht sind dem Auswertungsprogramm ADAM entnommen

##Produktgasrückführung

Fortsetzung

Tab.3.3: Meßpunkte ADAM I

Datum	Zeit	EVA EG Nm^3/h	EVA H_2O/CH_4 ./.	EVA V_{ein} Nm^3/h	EVA γ_{H_2} %	EVA R_{R101} °C	ADAM Rec Nm^3/h	ADAM γ_{aus,CH_4} %	Bemerkung
07.5.									Beginn ADAM-Betrieb
08.5.	14.30	151	3.1	450	66.8	607	480	83.5	MP563 75% Lastfall bei m = 3
09.5.	7.00	104	3.0	301	66.4	600	321	83.8	MP 564 50% Lastfall bei m = 3
10.5.	10.30	100	3.1	293	66.3	608	301	82.5	MP 566 50% Lastfall bei m = 3
10.5.	22.30	99	4.2	323	68.8	604	343	82.8	MP 567 50% Lastfall bei m = 4
11.5.	8.20	127	4.1	411	68.5	604	441	82.9	MP 568 63% Lastfall bei m = 4
12.5.	2.00	151	4.2	419	63.7	601	336	83.1	MP 569 75% Lastfall bei m = 4
12.5.	14.30	153	3.0	460	66.1	605	479	83.0	MP 570 s. MP 563
13.5	2.00	151	3.1	459	66.0	604	493	81.9	MP 571 s. MP 570 $T_{ein,R102}$: 286 → 350 °C
13.5	10.20	151	3.0	454	66.0	600	494	83.0	MP 572 s. MP 570
13.5	19.50	73	4.3	238	67.0	602	245	83.6	MP 573 36,5% Lastfall bei m = 4
14.5									Abfahren der Anlage
15., 22., 27., 28., 29.5.									Passivierung von R101/2/3

*Alle Meßpunkte wurden für einen Betrieb mit Produktgasrückführung um alle 3 Stufen und $T_{aus,R101}$ = 600 °C aufgenommen.

3.2.2 Ergebnisse

Im einem "Internen Ergebnisbericht über Experimente zur Methanisierung in ADAM I - März 198o bzw. Mai 198o" von B. Höhlein, R. Menzer und M. Vorwerk (198o) sind alle Daten der aufgenommenen Meßpunkte (s. 1.2) und die mit der Datenerfassung und am Gaschromatographen registrierten bzw. mit Hilfe der Energie- und Massenstrombilanzierung nach Harms (1979) ausgewerteten Ergebnisse dargestellt. In Ergänzung hierzu liegen entsprechende Diagramme der ARGUS-Online-Temperaturprofilerfassung von allen drei Reaktoren nach Bauer und Löhring (198o) vor.

3.2.2.1 Anfahren der Anlage

Nach einem sorgfältigen Spülen der Anlage mit Stickstoff wurde die Anlage mit Wasserstoff und Stickstoff im Verhältnis 1o:1 auf 15 bar aufgedrückt. Mit einer Gasrückführung von der 3. Stufe vor die 1. Stufe wurde bei einer Gasmenge von 25oo m^3/h(STP) die Anlage unter Einschaltung des Kompressors K1o1 und des Erhitzers H1o5 mit 4o $^oC/h$ auf 3oo ^oC aufgeheizt. Die weitere Druckerhöhung auf 28 bar (N_2 35 %, H_2 65 %), die Einstellung der Kompressoreintrittstemperatur auf 185 ^oC, die Begrenzung der Gasrückführung von der 3. Stufe und die Fixierung der Eintrittstemperatur der 3 Reaktoren lieferten die wesentlichen Voraussetzungen für die Übernahme des Synthesegases von EVA I mit einer durchschnittlichen Gaszusammensetzung von

67 % H_2
1o % CO
9 % CO_2
9 % CH_4 und
5 % N_2.

Die Bildfolge in Bild 3.12 zeigt, wie bei langsamer Erhöhung des Synthesegasstromes das Temperaturprofil der 1. Stufe entsteht und erst dann der Temperaturanstieg in den weiteren Stufen sichtbar wird.

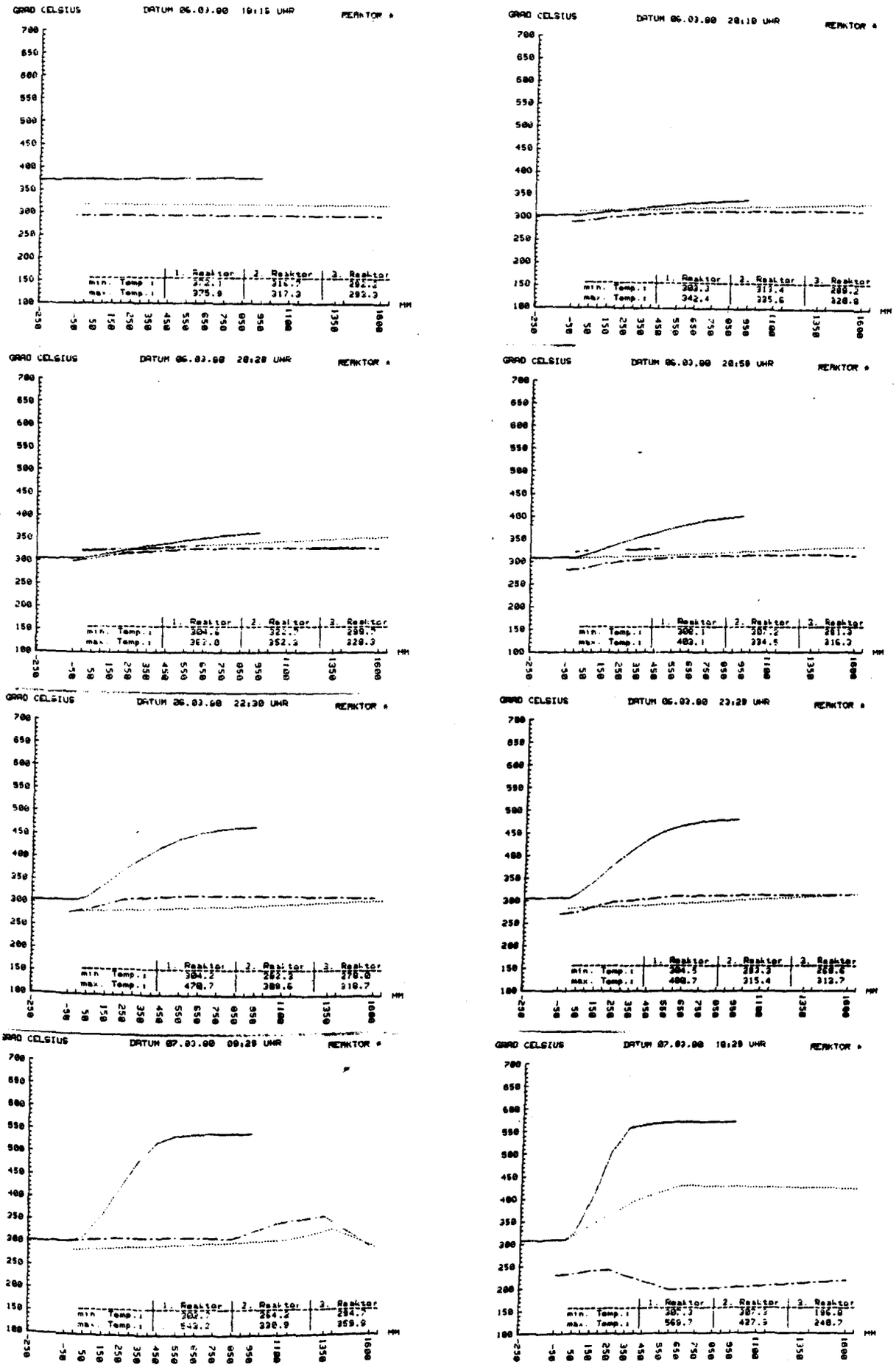


Bild 3.12: Temperaturprofile in R1o1/2/3 bei der Synthesegaseinspeisung am 6.3.198o

3.2.2.2 Referenzfall bei T_{R101} = 600 °C

Die Wiederholung des Referenzfalles mit einer Austrittstemperatur aus der 1. Stufe T = 600 °C in jedem Versuchszyklus bietet die Möglichkeit, Fehler im Betriebsverhalten der Anlage sofort zu erkennen.

Die Tabellen 3.4 u.3.5 zeigen mit den Meßpunkten MP 429/445 für den Versuchszyklus im Fühjahr 1979, mit den Meßpunkten MP 22.9.79/511 für den Versuchszyklus im Herbst 1979, mit den Meßpunkten MP 528/548 für den Versuchszyklus im März 1980 und mit den Meßpunkten MP 563 und MP 573 für den Versuchszyklus im Mai 1980 die wesentlichen Betriebsdaten für den 1. Methanisierungsreaktor R101. Dieser Reaktor war in allen Betriebszyklen mit dem gleichen Hochtemperatur-Methanisierungskatalysator MCR-2X der Firma Haldor Topsoe A/S gefüllt.

Eine deutliche Abweichung ergibt sich zwischen den Meßpunkten MP 429/445 und allen anderen Meßpunkten.
Die Erklärung hierfür liegt in der unterschiedlichen Bettlänge und dem veränderten Bettdurchmesser. Die daraus resultierende Erhöhung der Gasgeschwindigkeit bis zum Faktor 3 und die Steigerung der Raumgeschwindigkeit bis zum Faktor 6 bewirkt eine Verlängerung der Reaktionszone von 12 bis zu 21.5 cm, die bei den MP 528/548 (875-1097 Betriebsstunden) nochmals um 6 cm erweitert wird (s.Bild 3.13). Die Meßpunkte MP 563 und MP 573 vom Mai 1980 sind im Gegensatz zu allen anderen Meßpunkten mit einer Produktgasrückführung von der 3. Stufe aufgenommen. Dabei verringert sich die Gasmenge der Produktgasrückführung um etwa 10 % (Vergleich MP 528 und MP 563); die daraus resultierende geringere Gas- und Raumgeschwindigkeit bewirkt eine unbedeutende Verkürzung der Reaktionszone um etwa 1 cm. Meßpunkt MP 573 weist im Gegensatz zu Meßpunkt MP 563 einen um fast 50 % verminderten Synthesegasstrom auf; bei entsprechend geringerer Gasgeschwindigkeit wird dadurch eine deutliche Verschiebung der Reaktionszone zum Reaktionsbettanfang hin bewirkt.

Mit Meßpunkt MP 571 (s.Bild 3.13) konnte nach etwa 1200 Betriebsstunden mit demselben Katalysator MCR-2X für den Referenzfall mit T_{R101} = 600 °C und Synthesegasmengen zwischen 450 und 521 m^3(STP)/h bei einer Produktgasrückführung um die 1. und 3. Stufe gezeigt werden, daß die Reaktionszone im ersten Reaktor R101 zwischen 300 und 600 °C nicht mehr als 30 cm beträgt.

Tabelle 3: Prozeßdaten für R 101-ADAM I für den Referenzfall 600 °C

MP/Datum			429	445	22.9.79/8.00 h	511	528	548	563	573
Eintrittsdruck	p	bar	26.9	27.1	25.4	27.5	27.05	27.2	27.3	26.7
Diff. Druck	P	bar	0.02	0.02	0.23	0.24	0.21	0.18	0.14	0.05
Katalysatorbett	L	m	2	2	1.	1.	1	1.	1.	1.
Katalysatorbett	D	m	0.45	0.45	0.254	0.254	0.254	0.254	0.254	0.254
Synthesegas	V	m^3(i.N.)/h	510	521	450	457	450	429	450	238
PRF≠	V	m^3(i.N.)/h	745	752	794	911	761	684	480	245
Synthesegas/PRF≠		/	0.685	0.693	0.567	0.502	0.591	0.627	0.938	0.971
Einsatzgas	V	m^3(i.N.)/h	1255	1273	1244	1368	1211	1113	930	484
Gasgeschwindigkeit	w	m/s	0.17	0.18	0.58	0.59	0.53	0.49	0.40	0.21
Raumgeschwindigkeit	SV	h^{-1}	3944	4002	24563	27003	23889	21956	18357	9554
Reaktionszone	l	m	0.12	0.17	0.175	0.215	0.270	0.275	0.260	0.155
Kat.-Temp. (min)		°C	300	300	309	306	303	307	306	311
Kat.-Temp. (max)		°C	600	600	602	599	600	595	607	602
Einsatzdauer		h	26	582	616	856	875	1097	1115	1241

Analysen Ein/Aus

H_2O	Mol %	17.66	28.66	17.46	28.17	20.74	32.79	23.76	35.61	21.03	32.82	19.17	31.03	23.97	33.09	25.39	36.57
CH_4	Mol %	28.74	38.37	29.26	38.77	25.47	35.61	26.81	36.62	26.80	36.78	28.98	39.16	28.78	37.80	25.14	34.60
CO	Mol %	4.14	1.21	4.08	1.17	4.29	1.12	4.08	0.70	4.32	0.96	3.92	0.92	5.46	0.97	4.92	0.83
CO_2	Mol %	6.59	4.36	6.47	4.62	6.80	4.69	5.92	4.27	6.00	4.45	6.57	4.48	5.43	5.32	6.46	5.39
H_2	Mol %	37.03	20.87	36.70	20.47	37.63	20.31	34.78	17.81	37.27	19.67	36.58	19.00	31.44	17.31	33.73	17.61
N_2	Mol %	5.85	6.55	6.04	6.80	5.07	5.48	4.67	4.98	4.58	5.31	4.78	5.41	4.92	5.50	4.36	5.01

≠Produktgasrückführung von 1. Stufe

Tabelle 3.5: Prozeßdaten für R 1o2-ADAM I für den Referenzfall (6oo °C im R1o1)

MP/Datum			429	445	22.9.79/8.oo h	511	528	548	563	573
Eintrittsdruck	p	bar	26.8	26.3	25.o	27.16	26.74	26.85	27.1	26.5
Diff. Druck	P	bar	-	-	o.o24	o.oo2	o.o3	o.o1	o.1o	o.o4
Katalysatorbett	L	m	1.6o	1.6o	1.6o	1.6o	1.6o	1.6	1.6	1.6
Katalysatorbett	D	m	o.262	o.262	o.262	o.262	o.262	o.262	o.262	o.262
Einsatzgas	V	m^3(i.N.)/h	374	376	3o7	3o4	3o5	3o1	819	423
Gasgeschwinigkeit	w	m/s	o.13	o.14	o.12	o.12	o.12	o.12	o.32	o.17
Raumgeschwindigkeit	SV	h^{-1}	41o5	4118	3558	3523	3538	3486	152o3	4912
Reaktionszone	l	m	o.34	o.67	o.65	o.65	o.65	o.65	1.o	o.81
Kat.-Temp. (min)		°C	257	255	273	272	276	268	274	269
Kat.-Temp. (max)		°C	443	442	445	439	442	432	43o	43o
Einsatzdauer		h	26	582	616	856	875	1o97	1115	1241

Analysen Ein/Aus

H_2O	Mol %	28.66	38.36	28.17	37.63	32.79	42.o5	35.61	44.o4	32.82	42.o2	31.o1	39.83	33.o9	41.58	36.57	45.54
CH_4	Mol %	38.37	45.97	38.77	46.27	35.61	42.45	36.62	42.51	36.78	43.55	39.15	45.89	37.8o	44.o1	34.6o	4o.65
CO	Mol %	1.21	-	1.17	-	1.12	o.o3	o.7o	-	o.96	-	1.o1	-	o.97	o.	o.83	o.
CO_2	Mol %	4.36	1.78	4.62	2.25	4.69	2.15	4.27	2.o8	4.45	2.39	4.76	2.37	5.32	2.66	5.39	2.51
H_2	Mol %	2o.87	6.98	2o.47	6.67	2o.31	7.28	17.81	6.o8	19.67	6.32	18.7o	6.17	17.31	5.89	17.61	6.o5
N_2	Mol %	6.55	6.9o	6.8o	7.18	5.48	6.o3	4.98	5.29	5.31	5.71	5.38	5.74	5.5o	5.85	5.o1	5.25

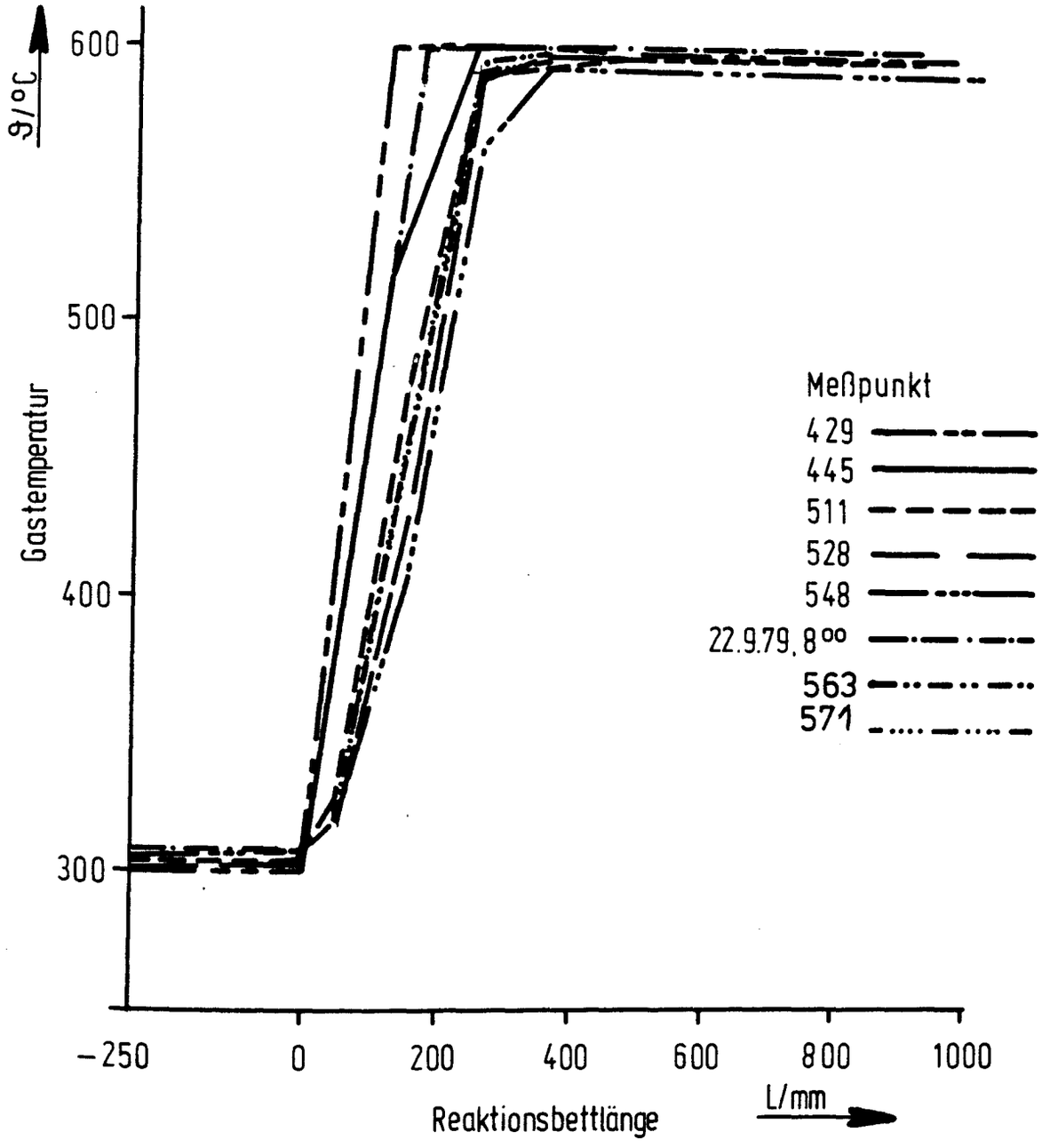


Bild 3.13: Temperaturverlaufin R1o1 bei T_{max} = 6oo °C

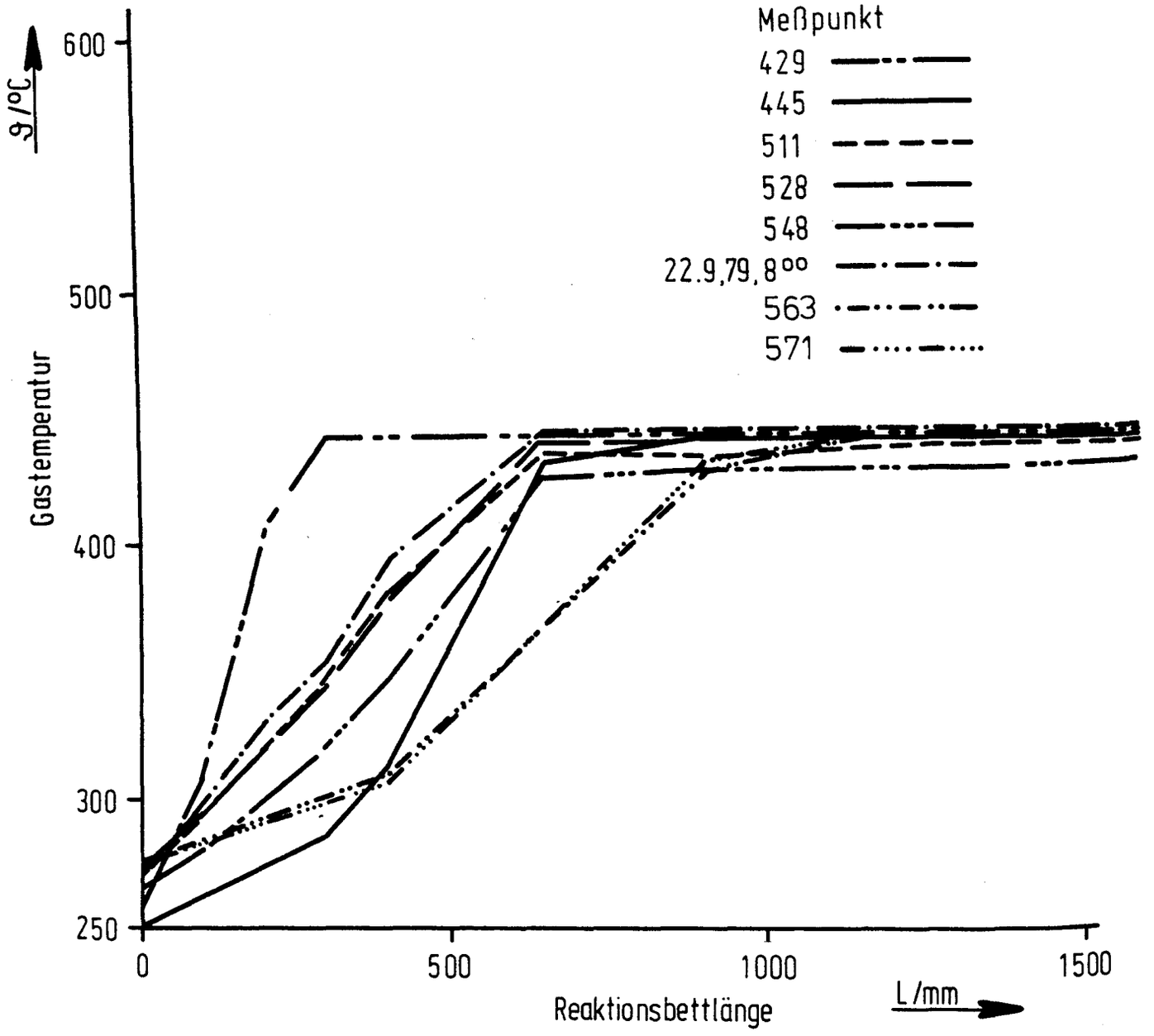


Bild 3.14 : Temperaturverlauf in R1o2 bei $T_{max,R1o1}$ = 6oo °C

Bild 3.15 macht für eine Synthesegaserzeugung bei P = 31 bar und Gleichgewichtstemperaturen zwischen 77o °C und 87o °C(EVA I) deutlich, daß unabhängig vom Temperatur-Niveau der 1. Methanisierungsstufe (6oo-7oo °C) eine Erhöhung der Methan-Dampfreformierungstemperatur um 2o °C und damit eine Änderung der Synthesegaszusammensetzung eine Vergrößerung des Energieaufwandes für die PRF der Methanisierung um 12,5 % bewirkt. Es wird hier aber auch gleichzeitig deutlich, daß eine Erhöhung des Temperaturniveaus der Methanisierung um 2o °C den Energieaufwand für die PRF der Methanisierung um 15 % senkt. Hier ist eine Verfahrensoptimierung möglich.

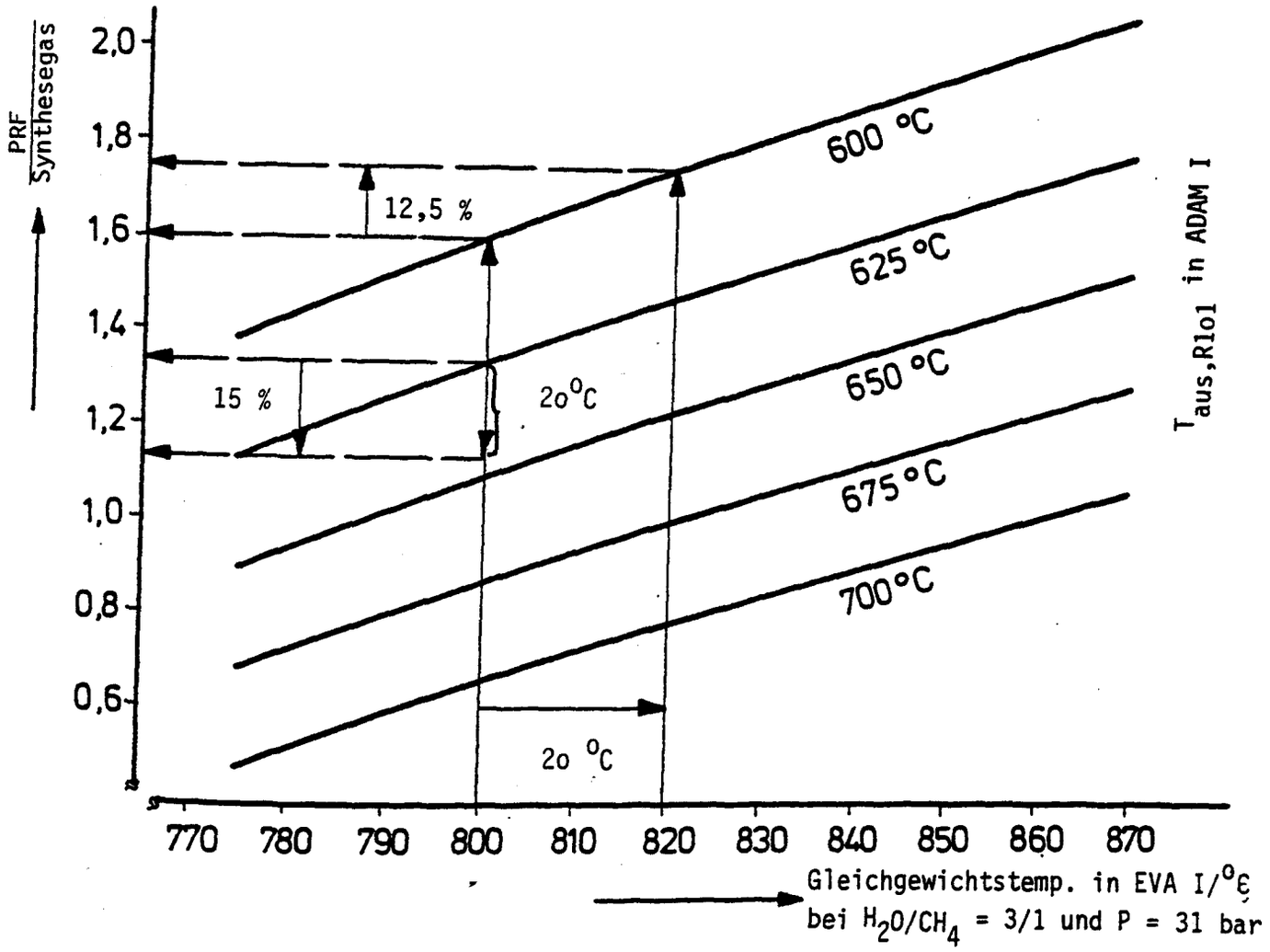


Bild 3.15: Einfluß der Synthesegasqualität und der max. Methanisierungstemperatur (R1o1) auf die Produktgasrückführung

Tabelle 3.5 zeigt für die entsprechenden Meßpunkte die wesentlichen Betriebsdaten für den 2. Methanisierungsreaktor R1o2, der in gleicher Weise wie der 1. Reaktor mit dem Hochtemperatur-Methanisierungskatalysator MCR-2X gefüllt war. Im ersten Betriebszyklus (MP 429 MP 445) wird eine deutliche Verschiebung der Reaktionszone von 34 auf 67 cm deutlich, die sich dann bis 1o97 Betriebsstunden nicht mehr ändert (s. Bild 3.14) . Die wesentlich größere Reak-

tionszone im R1o2 für Meßpunkt MP 563 und MP 573 resultiert aus dem höheren Massenstrom wegen der Produktgasrückführung von der 3. Stufe (s. Tabelle3.5)

Trotz der im Vergleich zum 1. Reaktor R1o1 bis zu viermal höheren Verweilzeit im Katalysatorbett R1o2 macht sich die verminderte Reaktionsgeschwindigkeit des MCR-2X beim niedrigeren Temperaturniveau (27o - 43o ^{o}C) in Form einer vergrößerten Reaktionszone sichtbar. Volumetrisch kann dieser Reaktor durch Einsatz eines aktiveren Katalysators optimiert werden, wenn dieser für den Fall einer Betriebsstörung kurzfristig auch mit hohen Temperaturen belastet werden kann.

Die Darstellung des kompletten Datensatzes für MP 548 in Tabelle3.6 zeigt, daß bei Erreichen des thermodynamischen Gleichgewichts in allen drei Reaktoren bis auf ΔT = 2 - 1o ^{o}C

- hinter R1o2 CO vollständig umgesetzt ist,
- hinter R1o2 93 % des theoretisch möglichen CO und CO_2-Umsatzes erfolgt ist,
- hinter R1o3 bei T_{aus} = 29o ^{o}C nur noch 2,4 % (trocken) CO_2 und 1,95 % (trocken) H_2 bei 1o,56 % (trocken) N_2 enthalten sind,
- etwa 6o % der in allen Stufen freiwerdenden Wärme (3o3 KJ/s) auf einem Temperaturniveau von 6oo ^{o}C hinter der 1. Stufe ausgekoppelt werden kann und
- der hohe Energiebedarf für den Kompressor zur PRF von 86 KJ/s gesenkt werden kann, weil im Fall des hier eingebauten Kompressors der Wirkungsgrad nur etwa 3o % beträgt.

Bild 3.16 stellt die entsprechenden Temperaturprofile für alle 3 Reaktoren nach ARGUS (Bauer, Löhring (198o)) dar.

Tabelle 3.6: EVA I - ADAM I Meßpunkt 548 vom 18.3.8o, 15.oo Uhr

		von EVA I	R1o4 ZnO-Bett ein/aus	K1o1 ein/aus	R1o1 ein	R1o1 aus	R1o2 aus	R1o3 aus	Produkt
Gas	m^3_N/h	429	429	648	1113	985	278	27o	154.2
Druck	bar	27.2	27.2	26.83/34.1	27.2	27.o	26.8	26.8	26.8
Temp.	^oC	2o	237/225	198/244	3o7	595	432	29o	17.5
H_2O	Mol %	o.o9		31.o3	19.17	31.o3	39.83	43.28	o.oo
CH_4	Mol %			39.16	28.98	39.16	45.89	48.26	85.o9
CO	Mol %				3.92	o.92	o.oo	o.oo	o.oo
CO_2	Mol %				6.75	4.48	2.37	1.36	2.4o
H_2	Mol %				36.58	19.oo	6.17	1.11	1.95
N_2	Mol %	3.85		5.41	4.78	5.41	5.74	5.99	1o.56
Approach[1)] CH_4	^oC	-	-	-	-	1o	2	6	-
rel. Umsatz CH_4	%	-	-	-	-	81	93	96	-
Raumgeschwindigkeit	m^3_N/m^3h	-	-	-	21956	19433	3221	3294	-

		H1o3	E1o4	K1o1	H1o5	E1o1	E1o2	E1o3/5
Energieauskopplung	kJ/s	-	63	-	-	177	28	98
Energieeinkopplung	kJ/s	36	-	86	36	-	-	-

[1)] Approach: Annäherung an das Gleichgewicht

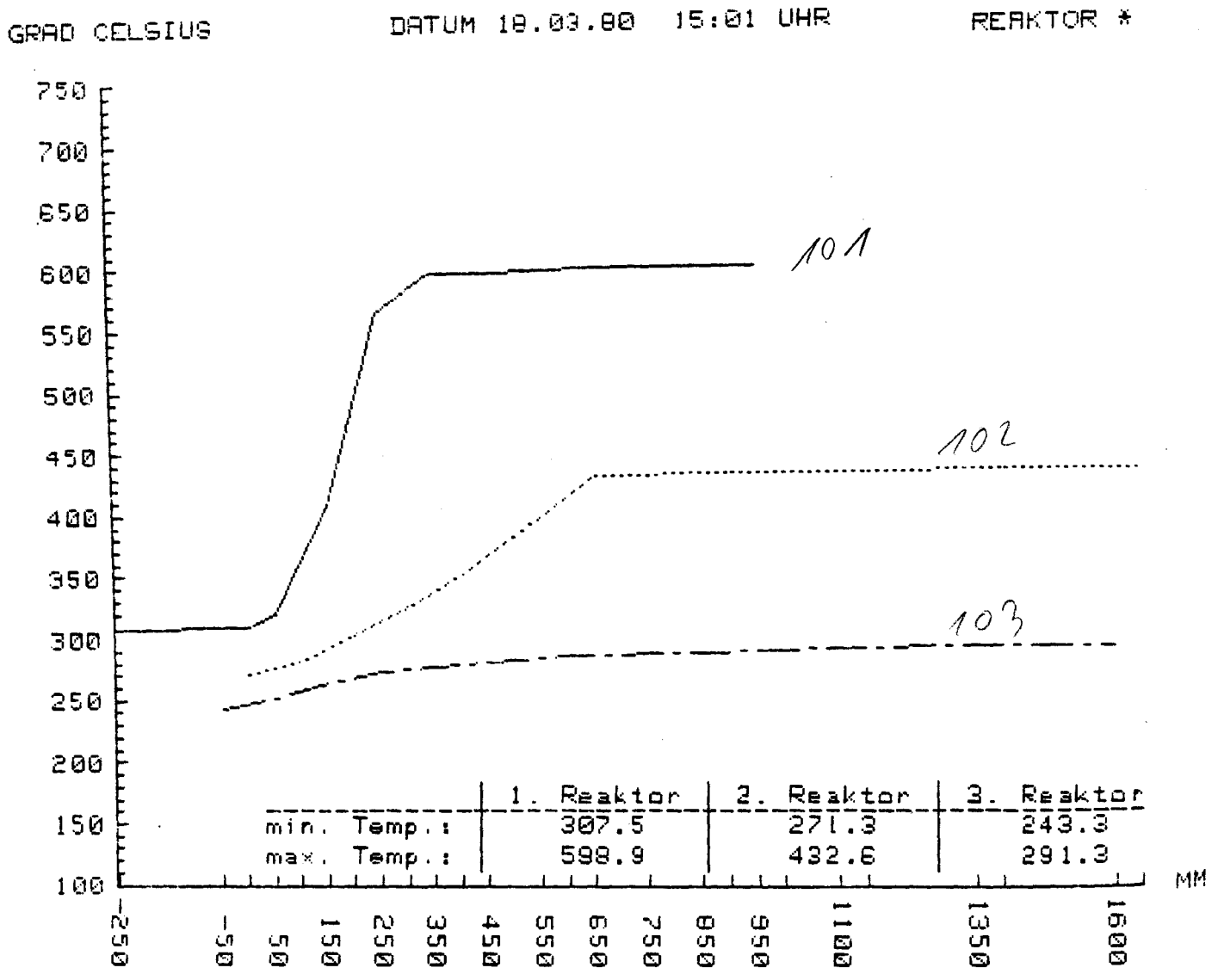


Bild3.16: Temperaturprofile R1o1/2/3 für MP 548 vom 18.3.198o

3.2.2.3 Betriebsfall bei T_{R101} = 700 °C

Im Herbst 1979 wurde mit MP 497 und im Frühjahr 1980 mit den MP 535-544 ein Betrieb durchgeführt, bei dem am Reaktionsbettaustritt der 1. Stufe zum erstenmal in einer Pilotanlage in einem NFE-Kreislauf eine Gastemperatur von 700 °C eingestellt war. Die Experimente waren darauf ausgerichtet, den Energieaufwand für die Produktgasrückführung zu vermindern und das Katalysatorverhalten insbesondere in den ersten beiden Reaktoren zu studieren. In der Arbeit von Gierlich, Fremery, Skov und Rostrup-Nielsen (1980) wurde erstmals über Katalysatortests (MCR-2X) im Temperaturbereich 350 - 700 °C bei einer Einsatzzeit von 2000 h in der Versuchsanlage bei UK-Wesseling berichtet.
Bei den Experimenten in der Pilotanlage ADAM I betrug die Gasmenge der Produktgasrückführung zur Kontrolle der Austrittstemperatur R101 = 700 °C für die in Tabelle 3.7 aufgeführten Meßpunkte weniger als die Hälfte der Menge, die zur Kontrolle der Austrittstemperatur R101 = 600 °C aufgewendet werden mußte (s. Tab. 3.4 u. 3.5) . Die dadurch beim 700 °C Betriebsfall gegenüber dem 600 °C Referenzfall deutlich vergrößerte Verweilzeit des Gases im Reaktionsbett und die veränderten Eingangsparameter bewirkten eine wesentliche Verkürzung der Reaktionszone von 21,5 cm (600 °C, MP 511) auf 15,5 cm (700 °C, MP 497) in R101.

Die Meßpunkte MP 541, 542 und 544 zeigen für R101 im Betriebsfall 700 °C für eine abnehmende Synthesegasmenge von 432 auf 296 m^3(i.N.)/h und damit eine Verlängerung der Verweilzeit des Reaktionsgases in R101 um 30 % keine Veränderung des Temperaturprofils (s. Bild 3.17).

Im 3. Reaktor erkennt man für dieselben Meßpunkte, daß nach der Erneuerung des Katalysators MCR-4 nach dem Herbstzyklus 1979 eine deutliche Verkürzung der Reaktionszone sichtbar wird (Bild 3.19). Der Katalysator im R103 war im Probebetrieb (Frühjahr 1979) durch Beaufschlagung mit Wasser in Folge eines fehlerhaften Betriebes des vorgeschalteten Kühlers E102 in der Weise geschädigt, daß seine Standardaktivität deutlich vermindert wurde:

	MCR-4 neu	MCR-4 im R103
T_{250}	8,6 l(i.N.)/h.g nach Reduktion bei 300 °C	0,24 l(i.N.)/h.g nach Reduktion bei 300 °C
T_{250}	-	5,2 nach Reduktion bei 500 °C

Katalysatordaten für MCR-4 nach HTAS

Tabelle 3.7: Prozeßdaten für R 1o1-ADAM I für den Betriebsfall 7oo °C

Meßpunkt			497		541		542		544	
Eintrittsdruck	p	bar	26.8		27.1		27.o		27.o	
Diff. Druck	p	bar	o.1		o.1		o.1		o.o4	
Katalysatorbett	L	m	1.o		1.o		1.o		1.o	
Katalysatorbett	D	m	o.254		o.254		o.254		o.254	
Synthesegas	V	m^3(i.N.)/h	452		432		354		296	
PRF*	V	m^3(i.N.)/h	397		353		279		225	
Synthesegas/PRF*		/	1.14		1.23		1.27		1.32	
Einsatzgas	V	m^3(i.N.)/h	848		785		633		521	
Gasgeschwindigkeit	w	m/s	o.38		o.35		o.28		o.24	
Raumgeschwindigkeit	SV	h^{-1}	16745		15499		1249o		1o274	
Reaktionszone	l	m	o.155		o.155		o.155		o.155	
Kat.-Temp. (min)		°C	316		316		317		33o	
Kat.-Temp. (max)		°C	699		688		687		7oo	
Einsatzdauer		h	648		1o43		1o5o		1o56	
Analysen Ein/Aus										
H_2O		Mol %	12.94	26.81	11.32	24.86	1o.95	24.65	1o.7o	24.69
CH_4		Mol %	18.56	29.9o	21.29	33.o2	21.13	33.o9	2o.78	32.71
CO		Mol %	7.14	3.53	6.71	3.o3	6.78	3.o6	6.74	3.24
CO_2		Mol %	7.41	5.26	7.58	5.4o	7.49	5.5o	7.66	5.23
H_2		Mol %	49.72	29.57	48.82	28.71	49.33	28.77	49.92	29.24
N_2		Mol %	4.22	4.93	4.29	4.98	4.27	4.92	4.21	4.92

*Produktgasrückführung von 1. Stufe

Tabelle 8: Prozeßdaten für R 1o2-ADAM I für den Betriebsfall 7oo °C im R1o1

Meßpunkt			497		541		542		544	
Eintrittsdruck	p	bar	26.7		26.9		26.8		26.8	
Diff. Druck	p	bar	o.		o.o5		o.o4		o.o4	
Katalysatorbett	L	m	1.6		1.6		1.6		1.6	
Katalysatorbett	D	m	o.262		o.262		o.262		o.262	
Einsatzgas	V	m^3(i.N.)/h	329		321		262		22o	
Gasgeschwindigkeit	w	m/s	o.13		o.12		o.1o		o.o8	
Raumgeschwindigkeit	SV	h^{-1}	381o		372o		3o43		2556	
Reaktionszone	l	m	o.215		o.315		o.3oo		o.21o	
Kat.-Temp. (min)		°C	273		271		271		268	
Kat.-Temp. (max)		°C	54o		527		528		537	
Einsatzdauer		h	648		1o43		1o5o		1o56	
Analysen Ein/Aus										
H_2O		Mol %	26.81	36.93	24.95	35.72	25.1o	35.61	24.91	35.68
CH_4		Mol %	29.9o	38.44	32.94	42.32	33.27	42.54	32.88	42.28
CO		Mol %	3.53	o.45	3.26	o.26	3.27	o.2o	3.26	o.18
CO_2		Mol %	5.26	3.25	5.4o	3.54	5.27	3.61	5.32	3.59
H_2		Mol %	29.57	15.26	28.33	12.66	28.21	12.68	28.71	12.75
N_2		Mol %	4.93	5.3o	5.11	5.51	4.88	5.35	4.92	5.52

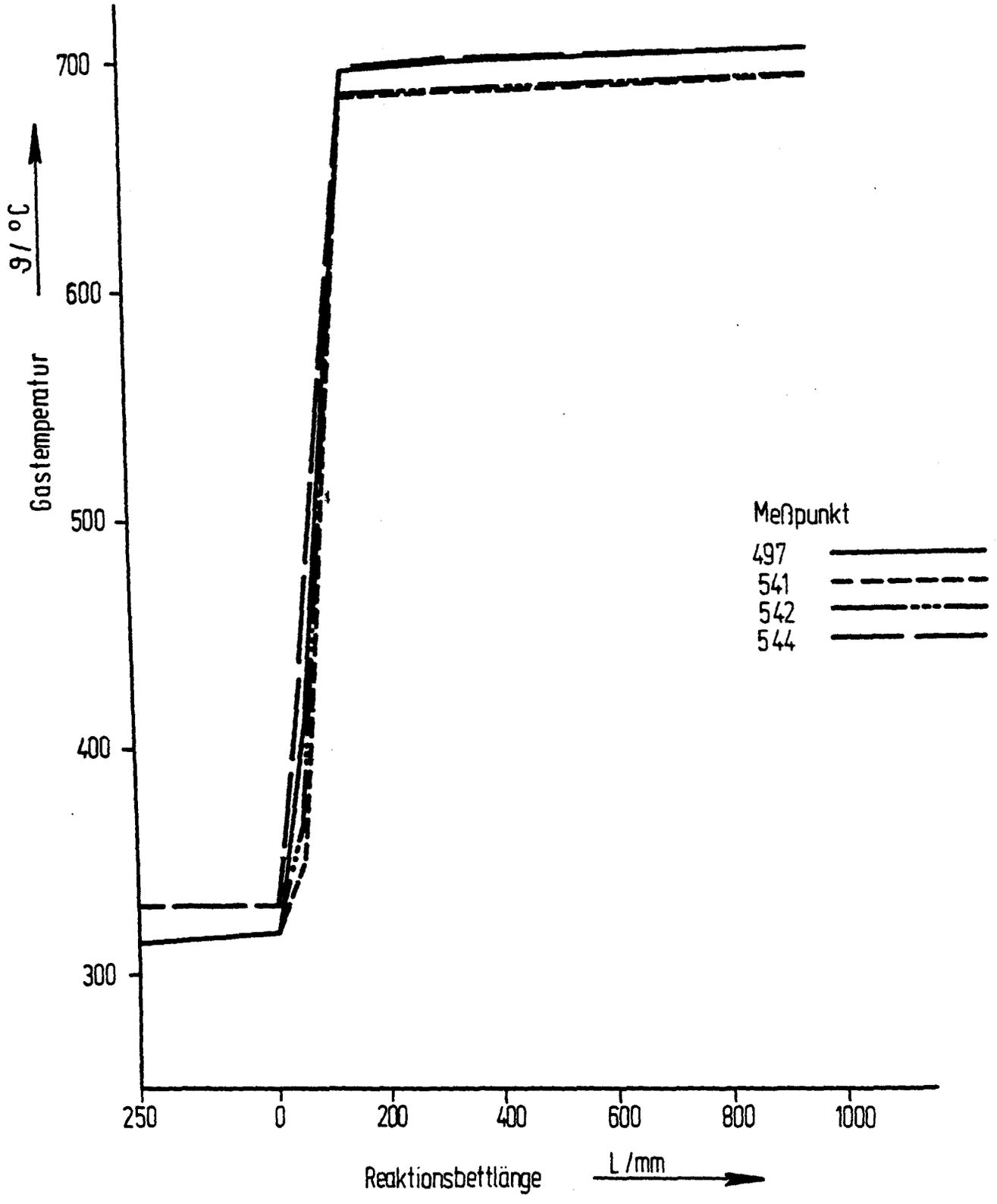


Bild 3.17: Temperaturverlauf in R1o1 bei T_{max} = 7oo °C

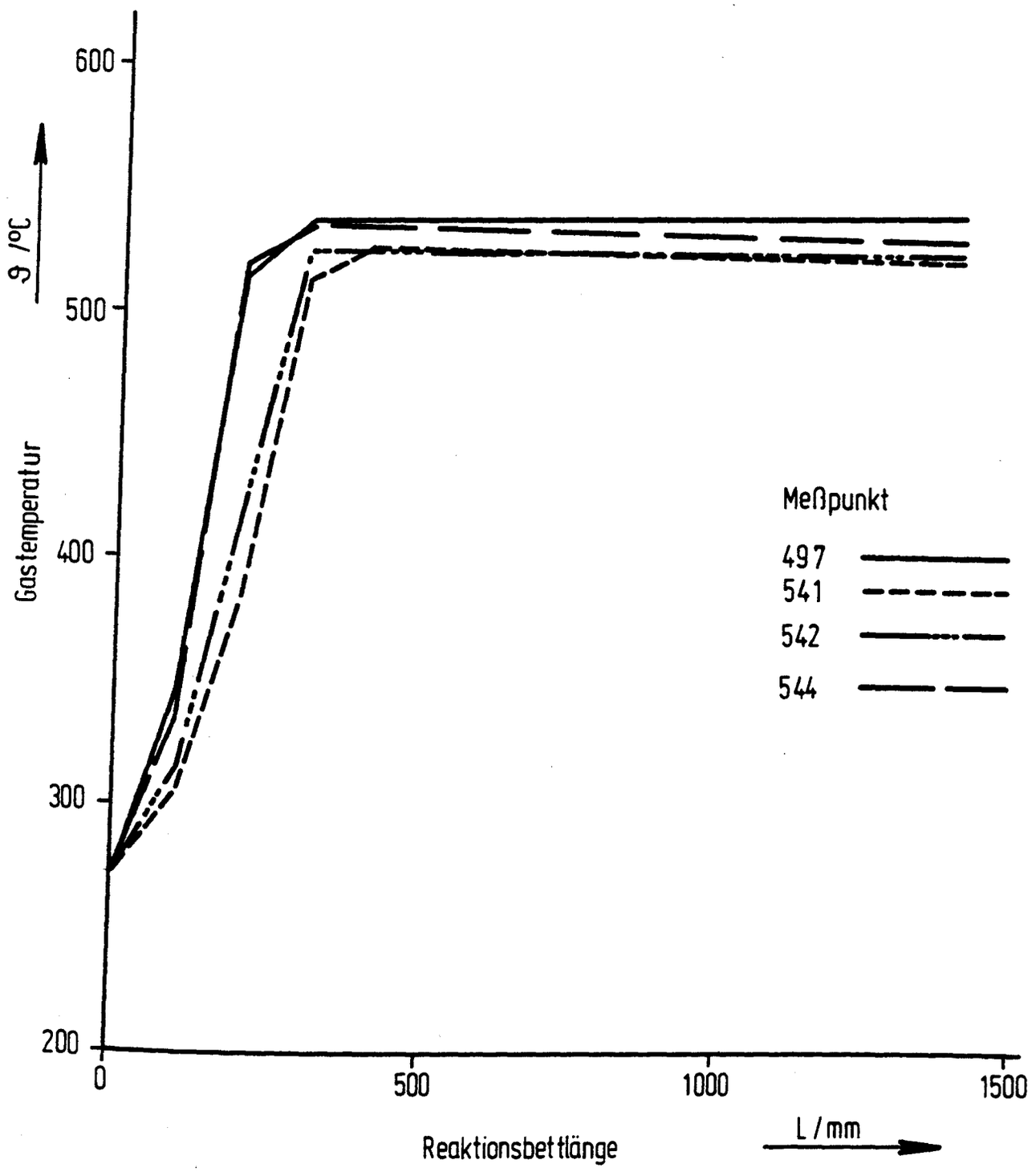


Bild 3.18: Temperaturverlauf in R1o2 bei $T_{max,R1o1}$ = 7oo °C

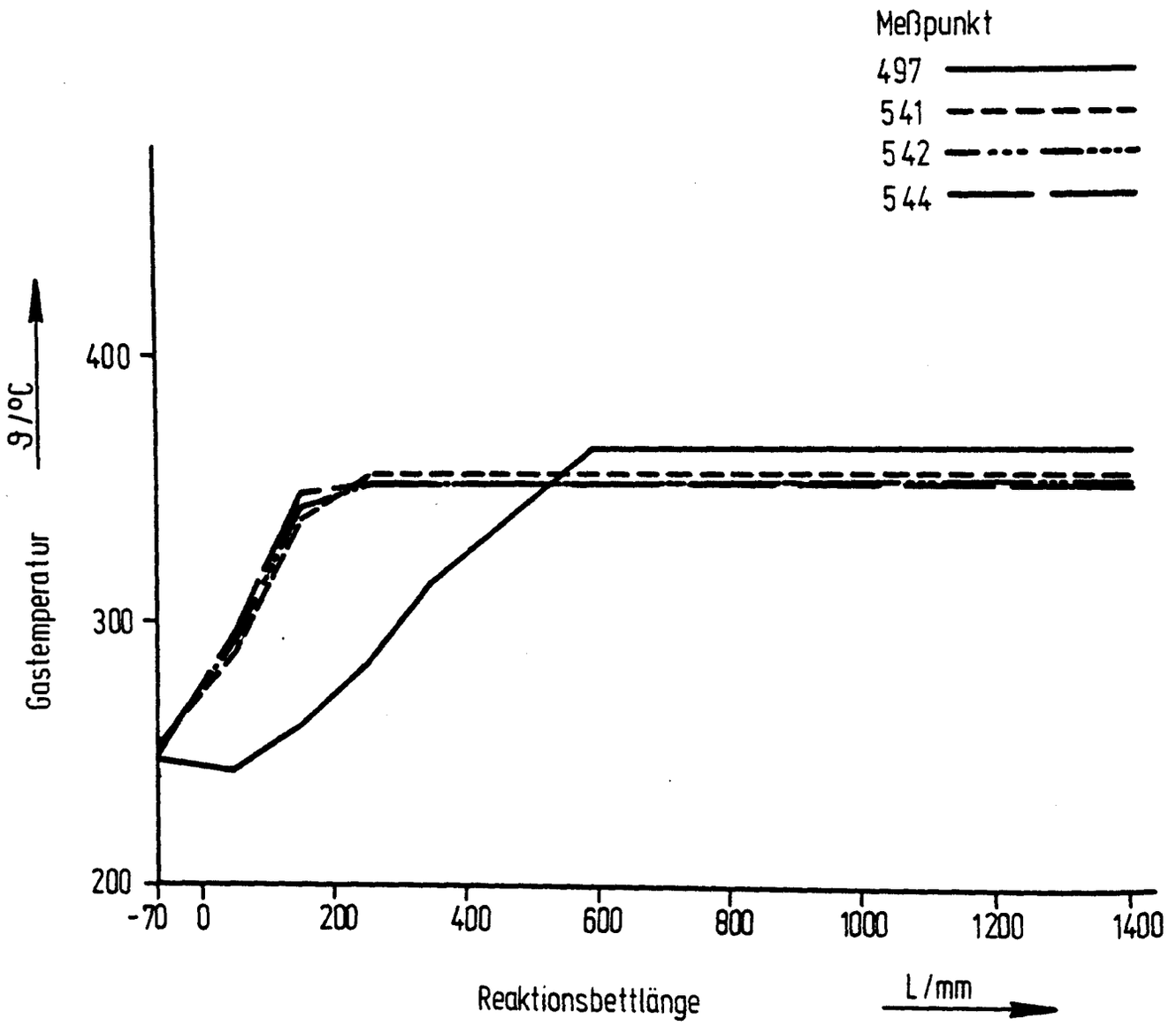


Bild 3.19: Temperaturverlauf in R1o3 bei $T_{max,R1o1}$ = 7oo °C

Der komplette Meßdatensatz für MP 541 zeigt in Tabelle 9, daß bei guter Annäherung an das thermodynamische Gleichgewicht in allen 3 Reaktoren der CO/CO_2-Umsatz hinter der 1. Stufe deutlich (3o %) weniger beträgt, als der Umsatz im gleichen Reaktor beim 6oo °C Referenzfall (s. Bild 11).

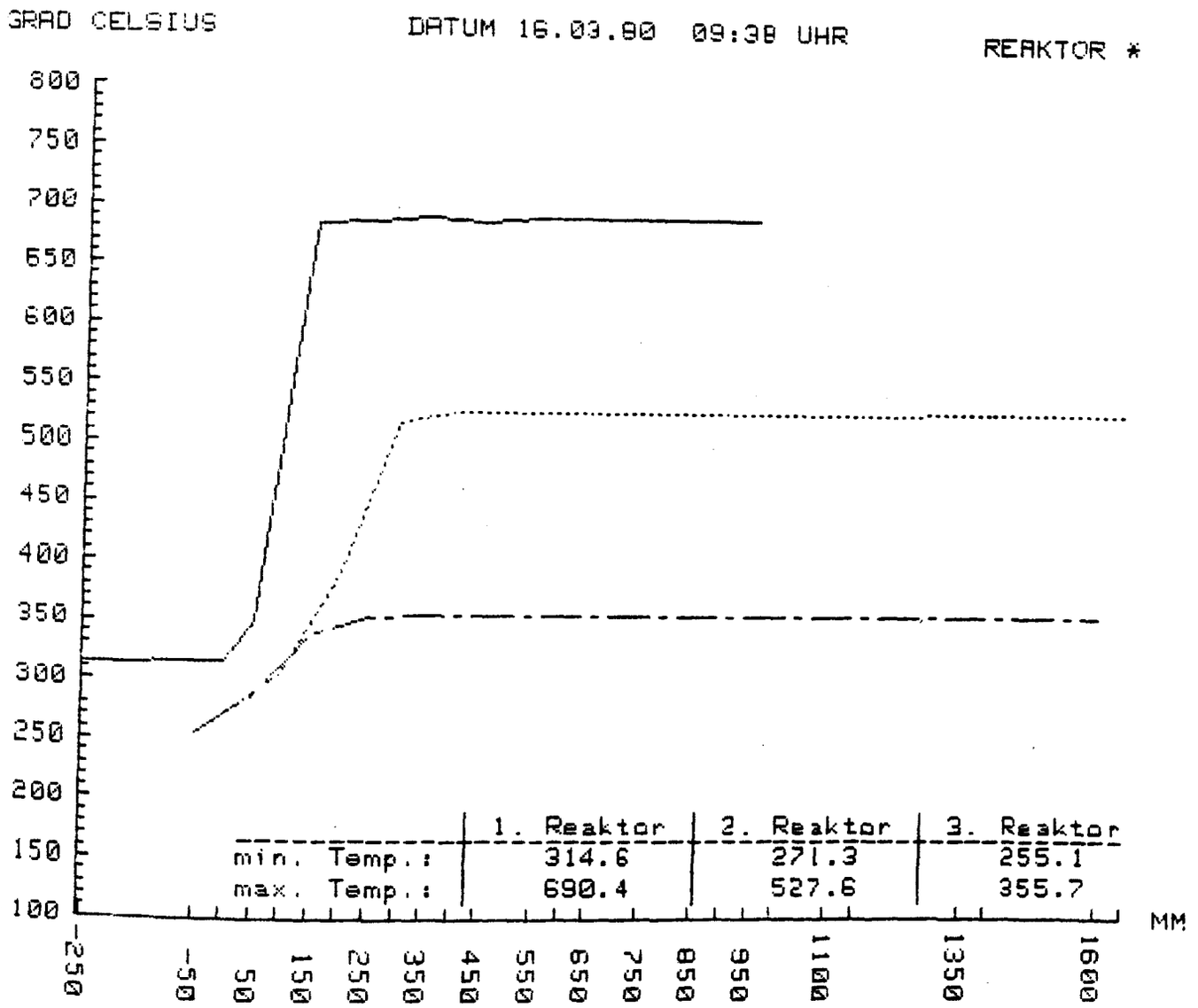


Bild 3.2o: Temperaturprofile in R1o1/2/3 für MP 541 vom 16.3.198o

Tabelle 3.9: EVA I - ADAM I Meßpunkt 541 vom 16.3.198o, 9.1o Uhr

		von EVA I	R1o4 ZnO-Bett ein/aus	J1o1 ein/aus	R1o1 ein	R1o1 aus	R1o2 aus	R1o3 aus	Produkt
Gas	m^3_N/h	432	432	353	785	674	289	272	157
Druck	bar	27.5	27.5	27.3/27.2	27.1	26.9	26.9	26.9	26.8
Temperatur	°C	2o	241/23o	262	317	694	529	357	15
H_2O	Mol %	o.o8		24.86	11.22	24.86	35.72	42.62	o.o6
CH_4	Mol %	11.31		33.o2	21.o7	33.o2	42.32	47.26	82.32
CO	Mol %	1o.o7		3.o3	6.91	3.o3	o.26	o.o	o.o
CO_2	Mol %	9.21		5.4o	7.5o	5.4o	3.54	1.67	2.9
H_2	Mol %	65.45		28.71	48.94	28.71	12.66	2.6o	4.53
N_2	Mol %	3.87		4.98	4.37	4.98	5.51	5.85	1o.81
Approach[1] CH_4	°C	-	-	-	-	17	5	1o	-
rel. Umsatz CH_4	%	-	-	-	-	68	88	95	-
Raumgeschwindigkeit	m^3_N/m^3h	-		-	15499	13297	3345	3274	-

		H1o3	E1o4	H1o5	E1o1	E1o2	E1o3/5
Energieauskopplung	kJ/s	-	-	-	152	43	1o7
Energieeinkopplung	kJ/s	38	-	17	-	-	-

[1] Approach: Annäherung an das Gleichgewicht

3.2.2.4 Kreislaufbetrieb mit EVA I

Für einen Kreislauf-Versuchsbetrieb, bei dem das von der Methanreformierung kommende wasserstoffreiche Synthesegas über die Methanisierung als methanreiches Prozeßgas wieder zur Energieeinkopplung bei der Methanreformierung zurückgeführt wird, muß sichergestellt werden, daß dieser stabil durchgeführt werden kann. Dies ist nur möglich wenn

- alle Drücke und Temperaturen konstant bleiben,
- keine Gasverluste durch Leckagen auftreten und
- das C:H:O-Verhältnis im Gas unverändert bleibt.

Die letzte Bedingung ist nicht einzuhalten, da das Produktgas der Methanreformierung auf Raumtemperatur abgekühlt und der Anteil an überschüssigem Wasser auskondensiert wird. Auf der Seite der Methanisierung wird das Produktgas mit dem bei der Methanisierung entstandenen Wasserdampf ebenfalls auf Raumtemperatur abgekühlt, wobei das Produkwasser auskondensiert wird.

Für den EVA-I ADAM-I Referenzfall (1oo %) bedeutet dies:

EVA I	- gesamter Massenstrom:	559 kg/h
	- kondensiertes Überschußwasser:	259 kg/h
ADAM I	- gesamter Massenstrom:	3oo kg/h
	- kondensiertes Produktwasser:	127 kg/h

Der Kreislauf ist unter diesen Bedingungen nur stabil zu halten, wenn unter Einhaltung aller Drücke und Temperaturen der Gesamtanlage am Eintritt in die Methanreformierung das C:H:O-Verhältnis unverändert gehalten werden kann. Jede Veränderung des C:H:O-Verhältnisses bedingt bei gleicher Energieaufnahme in der Methanreformierung eine entsprechend veränderte Gleichgewichtseinstellung und damit eine veränderte Produktspezifikation bei der Methanisierung.

Die Einhaltung dieser Forderung nach konstanten C:H:O-Verhältnissen wird dadurch erschwert, daß mit der Auskondensierung des Wassers auf der Seite der Methanreformierung und Methanisierung auch Gase gelöst werden, die dem System verloren gehen, wenn das Kondensat nicht entgast wird und die entsprechenden Gase nicht wieder dem System zugeführt werden.

Die Löslichkeit von Gasen in Wasser macht deutlich, daß

- die Löslichkeit mit steigender Temperatur abnimmt,
- die Löslichkeit mit fallendem Partialdruck der Gase abnimmt und
- von den zu betrachtenden Gasen - H_2, CO, CO_2 und CH_4 - insbesondere CO_2 zu berücksichtigen ist, dessen Löslichkeit in $Ncm^3/g\ H_2O$ 1 Zehnerpotenz über der Löslichkeit der anderen Gase liegt.

So sind die oben aufgeführten Kondensatmengen im Zusammenhang mit dem CO_2-Partialdrücken der jeweiligen Produktgase zu sehen:

EVA I - 9 Mol % CO_2 (trocken)
ADAM I - 2.5 Mol % CO_2 (trocken)

Es wird deutlich, daß insbesondere bei der Methanreformierung die Beeinflussung der C:H:O-Bilanz durch die CO_2-Lösung im Kondensatwasser beeinträchtigt wird, wenn das CO_2 nicht für den Prozeß zurückgewonnen werden kann.

3.2.2.4.1 Versuchszyklus

Der Kreislaufversuchszyklus im Herbst 1979 galt dem praktischen Kennenlernen des Kreislaufverhaltens. Hier konnte gezeigt werden, daß bei Kreislaufbetrieb (95 % Rücklauf und 5 % Erdgaszufuhr bedingt durch Leckagen) ohne CO_2-Zufuhr das System sich entsprechend der theoretisch ermittelten Ergebnisse verhielt und bereits nach 1o h u.a. einen Abfall des Methangehalts am ADAM I-Austritt von 82 auf 76 % aufwies. Durch CO_2-Zuspeisung vor EVA I konnte entsprechend der Modellergebnisse ein stabiler Kreislauf aufrechterhalten werden.

Die Kreislaufexperimente im Frühjahr 198o sollten die im Herbst 1979 erstellten Ergebnisse bestätigen und einen längeren stabilen Kreislaufbetrieb demonstrieren. Die Kreislaufversuchsdauer erstreckte sich in der Zeit vom 9.3.-11.3.8o mit den Meßpunkten 531, 532 und 534 über 2 Tage. Die Leckagen in den beiden Anlagen EVA I und ADAM I betrugen zu Beginn des Versuchs 5.5 m^3(i.N)/h und zum Ende 3.5 m^3(i.N.)/h. Die Undichtigkeiten wurden durch Erdgaszuspeisung ausgeglichen. Es erfolgte eine CO_2-Zuspeisung von 49o-5oo l(i.N.)/h. Die für die Versuchsbedingungen

- Produktgasrückführung um 1. Stufe
- Eintrittstemperatur 1. Stufe = 3oo ^oC
- Austrittstemperatur 1. Stufe = 65o ^oC
- Synthesegasstrom = 45o m^3(i.N.)/h
- Wasserstoffgehalt im Synthesegas = 68 %

Tabelle 3.10: Kreislauf mit CO_2-Zuspeisung März 198o

MP Meßpunkt	Datum Zeit	T_{aus} R1o1 °C	R1o2 °C	R1o3 °C	Synthese-gasstrom m^3(i.N.)/h	T_{aus} EVA °C	φH_2 $EVA_{austr.}$ Mol %	φCH_4 $ADAM_{austr.}$ Mol %
		CO_2-Einspeisung vor EVA						
MP 531	8.3. 23.23	654	492	34o	462	839	66.75	83.33
	9.3. 2o.oo	654	491	335	457		67.81	84.26
	22.oo	654	49o	335	457		68.oo	
	24.oo	655	491	336	465			
	1o.3. 2.oo	654	492	337	46o		67.81	84.32
	4.oo	654	492	337	46o		68.o5	
	6.oo	654	493	337	463			84.83
	8.oo	654	492	336	461			
MP 532	9.3o	654	493	338	463	83o	67.84	84.8o
	1o.oo	655	492	337	463			
	12.oo	655	491	337	458		67.95	84.77
	13.4o	CO_2-Einspeisung vor ADAM						
	14.oo	655	491	336	471			
	16.oo	656	493	337	459		67.39	84.85
	18.oo	654	491	336	462			
	2o.oo	654	491	336	465		67.3o	84.65
	22.oo	653	491	335	46o		67.28	84.97
	24.oo	653	491	336	462			
	11.3. 2.oo	654	492	336	465			84.96
	4.oo	653	492	337	461		67.25	85.11
	6.oo	653	492	337	461			
MP 534	8.oo	655	493	337	468	83o	67.64	85.o3
	1o.oo	656	493	335	46o			
	11.oo	655	491	337	462			

theoretisch ermittelte gesamte CO_2-Auswaschung im Kondensat bei EVA I und ADAM I beträgt bei einer Gleichgewichtslösungstemperatur von 2o °C ungefähr 475 l (i.N.)/h. Die CO_2-Einspeisung erfolgte in den ersten 23 h der Versuchsphase vor EVA I und in den folgenden 24 h vor ADAM I. Während des gesamten Kreislaufbetriebs zeigte der Kreislauf ein stabiles Betriebsverhalten (siehe Tabelle 3.10.) Es konnte kein unterschiedliches Verhalten durch Verändern der CO_2-Einspeisung statt vor EVA I vor ADAM I während der Versuchsdauer wahrgenommen werden.

3.2.2.4.2 Parameterstudien

Zur besseren Darstellung der Einflußgrößen auf den Gesamtprozeß wurde das Rechenmodell für die thermodynamische Betrachtung eines Fernenergie-Kreislaufs für die entsprechenden Problemstellungen umgearbeitet, so daß Parameterstudien vorgenommen werden konnten.

Mit dem vorhandenen Rechenmodell wurde der Versuchsbetrieb vom Frühjahr 198o theoretisch nachvollzogen und die Abhängigkeit der CO_2-Einspeisung eingehend untersucht. Bild 3.21-3.24 beinhalten als Anfangsbedingungen für den Kreislaufbetrieb die Daten wie im Versuchszyklus vom Frühjahr 198o (s.3.2.2.4.1). Die Undichtigkeiten in beiden Anlagen EVA I/ADAM I sind mit 3 % als Mittelwert angenommen und in das Rechenprogramm eingebaut. Die Undichtigkeiten werden im Rechenprogramm entsprechend dem Versuchsbetrieb durch Zugabe von Erdgas ausgeglichen. Die Gleichgewichtslösungstemperatur der Gase im Wasser der Kondensatabscheider hinter EVA I und hinter ADAM I ist mit 2o °C eingesetzt.

Die CO_2-Zugabe wird in den Modellrechnungen mit mehreren Zwischenschritten von o-75o l(i.N.)/h gesteigert. In Bild 3.21 ist das CH_4-Produkt hinter ADAM I und das H_2-Produkt hinter EVA I über der CO_2-Zugabe aufgetragen. Bei einer CO_2-Zugabe zwischen 2oo und 5oo l(i.N.)/h ist nach 72 Kreisläufen (Kl) keine große Abweichung im CH_4-Gehalt hinter ADAM I vom Anfangswert (Kl = 1) zu beobachten. Der H_2-Gehalt hinter EVA I zeigt nach 72 Kreisläufen die geringsten Abweichungen vom Anfangswert (Kl = 1) bei einer CO_2-Zuspeisung zwischen 45o und 5oo l(i.N.)/h. Ein stabiles Kreislaufverhalten mit konstanter Gasqualität ist bei einer CO_2-Zuspeisung von 425-475 l (i.N.)/h möglich. In Bild 3.22 ist das C:H:O-Verhältnis über der CO_2-Zuspeisung aufgetragen. Der stabilste Zustand liegt bei einer CO_2-Zuspeisung zwischen 425 und 475 l(i.N.)/h vor.

Beim Auftragen der einzelnen Gaskomponenten hinter EVA I und hinter ADAM I über der Anzahl der Rechnungen (72 Rechnungen = 18 h Versuchsbetrieb) liegt der stabilste Zustand zwischen 425 und 475 l(i.N.)/h CO_2-Zuspeisung (siehe Bild 3.21). Diese theoretischen Überlegungen decken sich gut mit den praktischen Erkenntnissen.

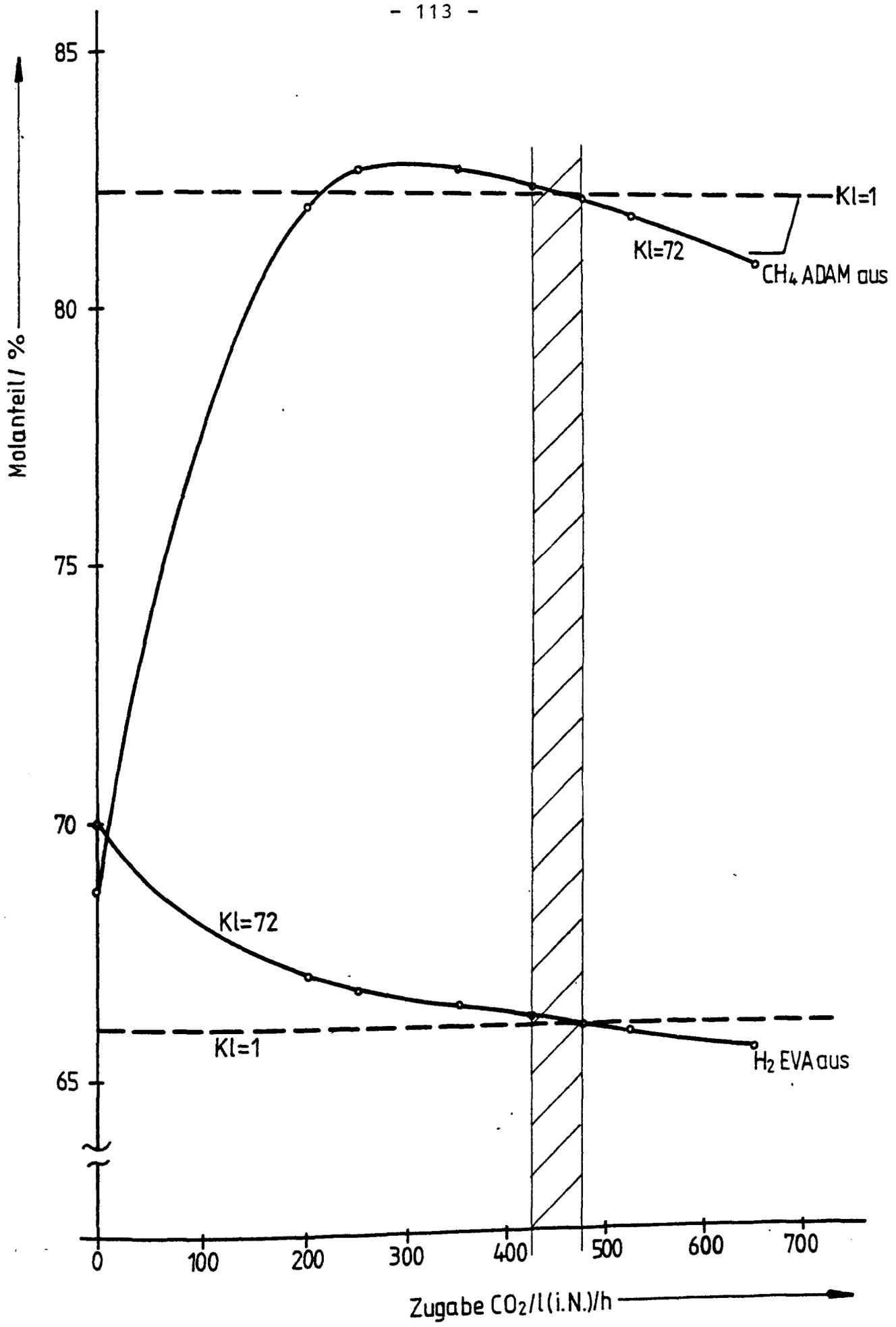


Bild 3.21: Kreislaufsimulation EVA I-ADAM I bei CO_2-Einspeisung vor ADAM I

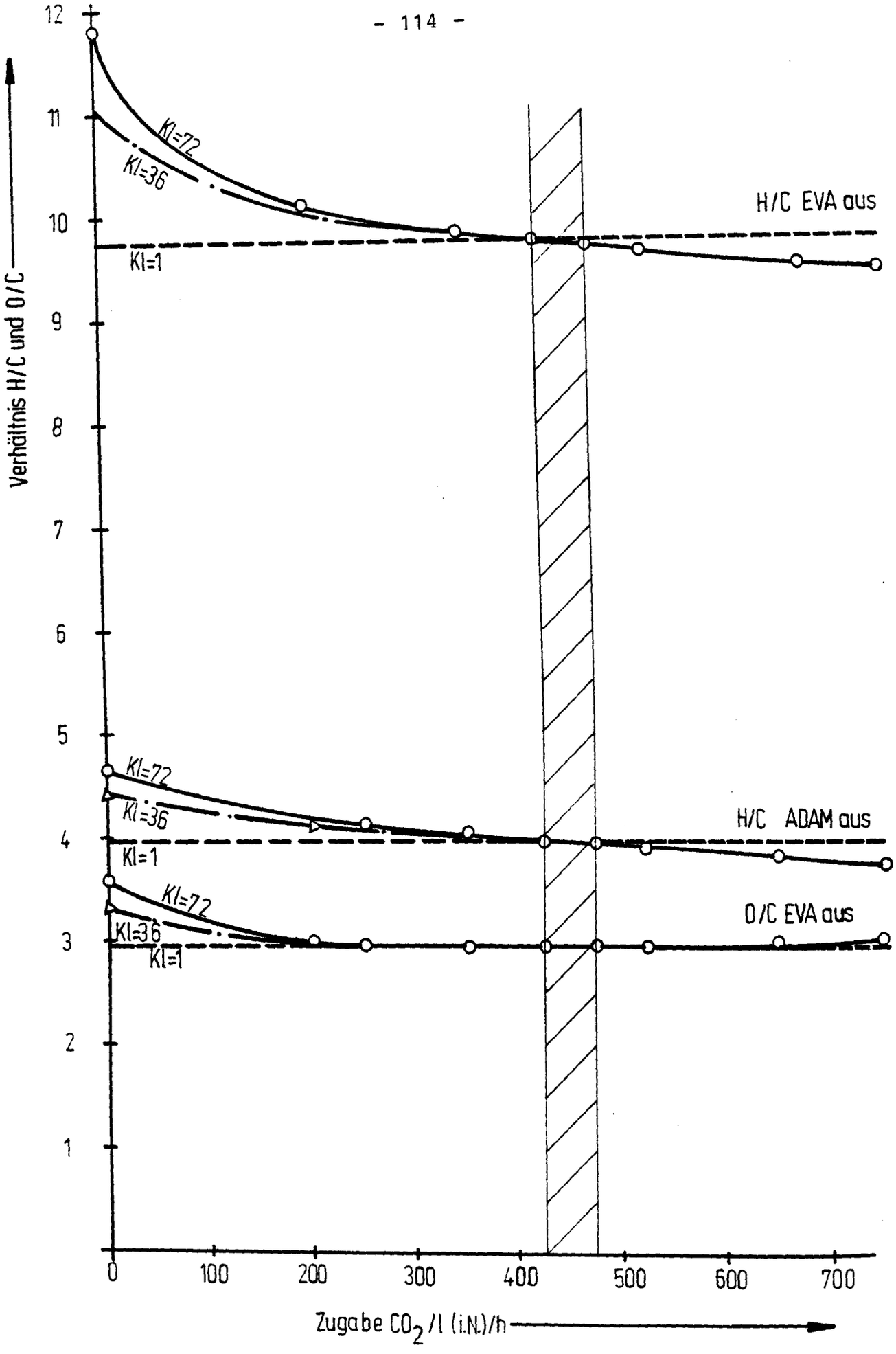


Bild 3.22: Kreislaufsimulation EVA I-ADAM I bie CO_2-Einspeisung

Für den stabilen Betrieb zwischen 425 und 475 l (i.N.)/h CO_2-Einspeisung, wie er im Versuchszyklus Frühjahr 198o bestätigt werden konnte, sind in Bild 3.23 und Bild 3.24 die entsprechende Gaszusammensetzungen hinter EVA I bzw. hinter ADAM I als trockene Gasanalysen über der Anzahl der Kreislaufrechnungen aufgetragen.

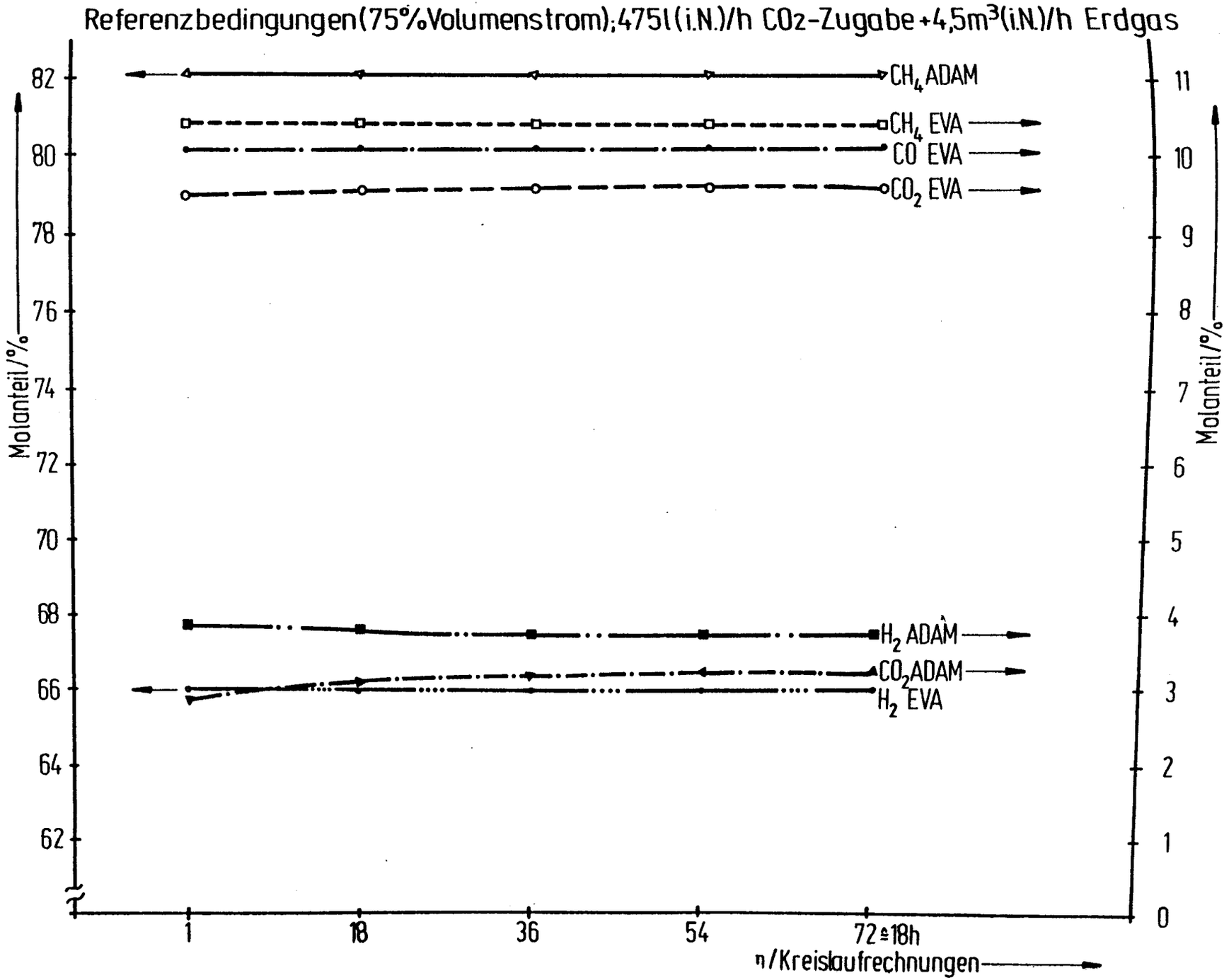


Bild 3.23: Kreislaufsimulation EVA I-ADAM I bei CO_2-Einspeisung

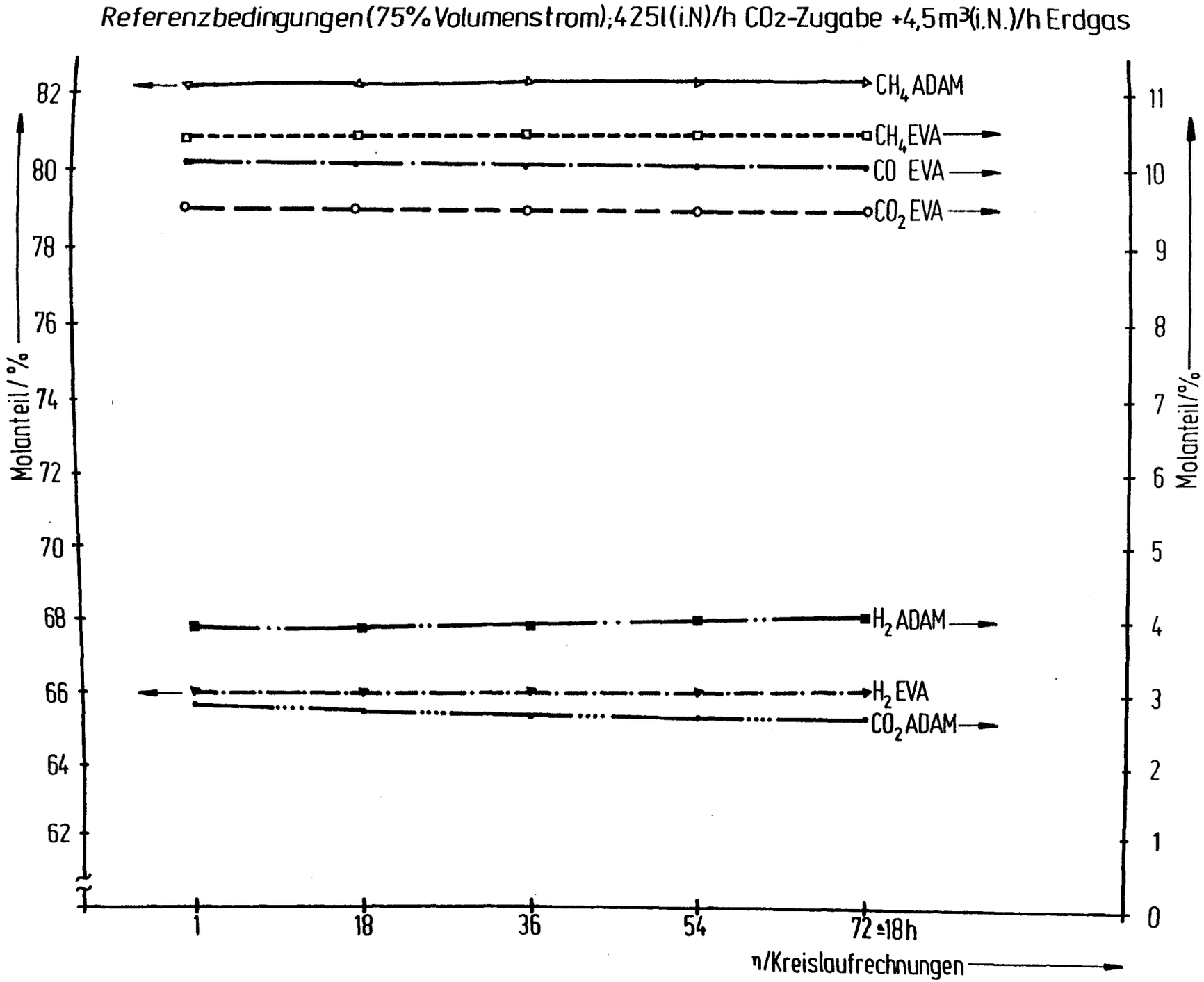


Bild 3.24: Kreislaufsimulation EVA I-ADAM I bei CO_2-Einspeisung

3.2.2.5 Ejektorbetrieb

Im Rahmen der Zusammenarbeit zwischen KFA und HTAS wurde von HTAS ein Ejektor in ADAM I eingebaut. Der Ejektor dient zur Produktgasrückführung um die erste Methanisierungsstufe. Dieses Prinzip wurde von HTAS entwickelt und gehört zum HTAS-Methanisierungsprozess TREMP. Der Ejektorbetrieb wurde schon während des Versuchsbetriebes im Herbst 1979 demonstriert (Harms, Höhlein, Joern, Skov - 198o). Dabei war der Ejektor für Betriebsbedingungen entsprechend einer Austrittstemperatur von 6oo ^{o}C im R1o1 ausgelegt (Bild 3.25).

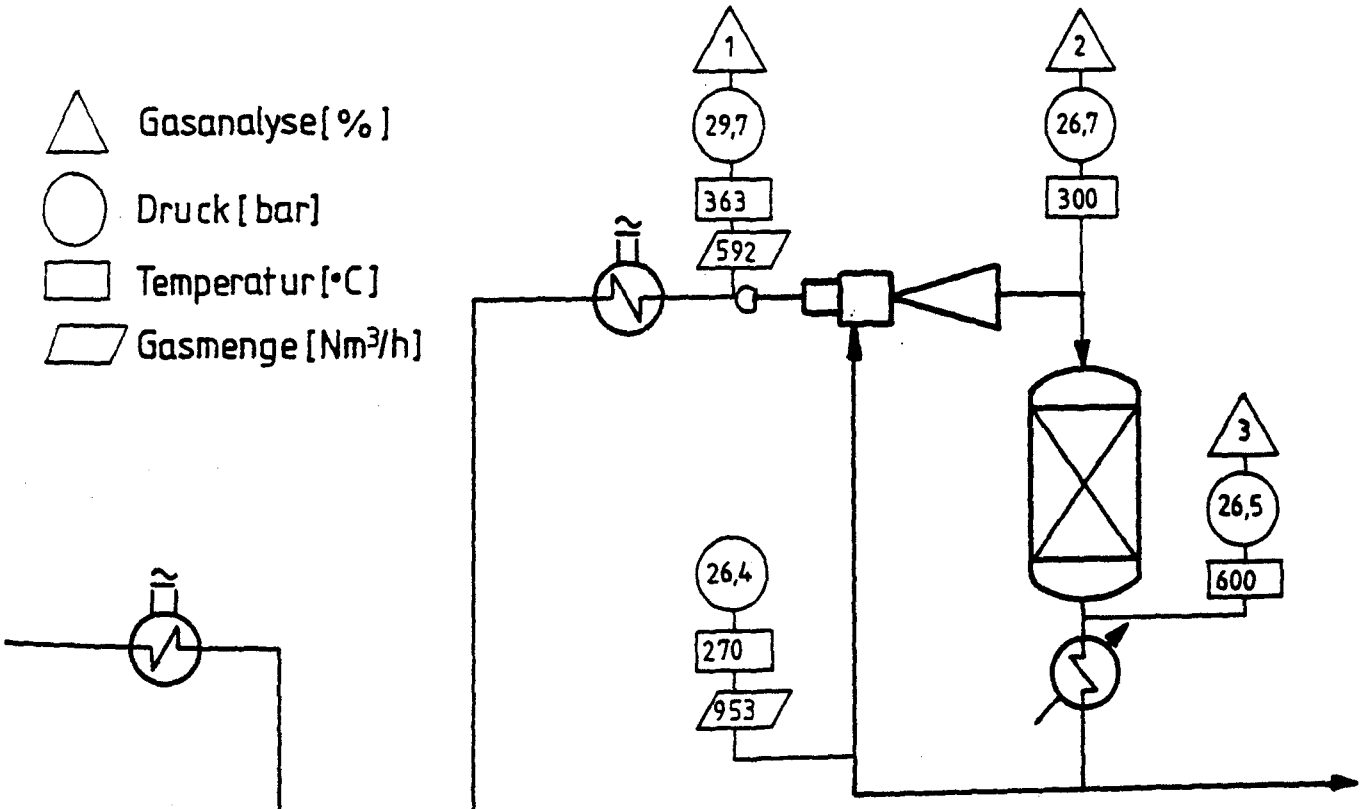
Der Ejektor ist mit einer regelbaren Düse ausgestattet, die auch ein Abweichen von den Auslegungsbedingungen erlaubt. Für den Ejektorbetrieb bei

Synthesegasstrom: 468 m^3/h (STP)
Temperatur ein R1o1: 355 ^{o}C
Temperatur aus R1o1: 598 -654 ^{o}C
Synthesegasdruck: 29 bar

zeigt Bild 3.26 die Kennlinie und Tabelle 3.11 die gemessenen bzw. errechneten Werte. Durch Änderung des Düsensystems wurde die Ejektorgeometrie für den Betrieb im Frühjahr 198o mit einer Austrittstemperatur aus der 1. Methanisierungsstufe R1o1 mit 7oo ^{o}C angepaßt (Bild 3.27). Das Ziel für diesen Versuchsbetrieb bestand darin, den Druckverlust über den Ejektor zu minimieren. Das Verhalten des Ejektors wurde unter verschiedenen Betriebsbedingungen untersucht.

3.2.2.5.1 Anfahren

Bild 3.28 zeigt das Schaltschema für die 1. Stufe (R1o1) mit Kompressor (K1o1) und Ejektor (J1o1). Ausgehend von einer Produktgasrückführung um die 1. Stufe bei einer Austrittstemperatur von $T_{aus,R1o1}$ = 7oo ^{o}C wurde ein gleitender Übergang vom Kompressorbetrieb auf Ejektorbetrieb durchgeführt. Beim Kompressorbetrieb war Ventil a geöffnet, Ventil b geschlossen und Ventil c geöffnet. Zuerst wurde durch Zufahren von Ventil a ein Druckverlust über dem Ejektor aufgebaut; dann wurde Ventil b langsam geöffnet. Nach Ansaugen des Ejektors wurde gleichzeitig Ventil b weiter aufgemacht und die Ventile a und c zugefahren. Das richtige Verhältnis zwischen Produktgasrückführung und



	1	2	3
H_2	64,46	36,35	18,88
CO	10,28	4,67	1,19
CO_2	9,13	6,50	4,87
CH_4	11,22	27,70	37,94
N_2	4,77	6,05	6,85
H_2O	0,14	18,73	30,27
MW	11,34		16,29

Bild 3.25: ADAM I mit Ejektor-Jlol für Referenzfall T_{Rlol} = 600 °C

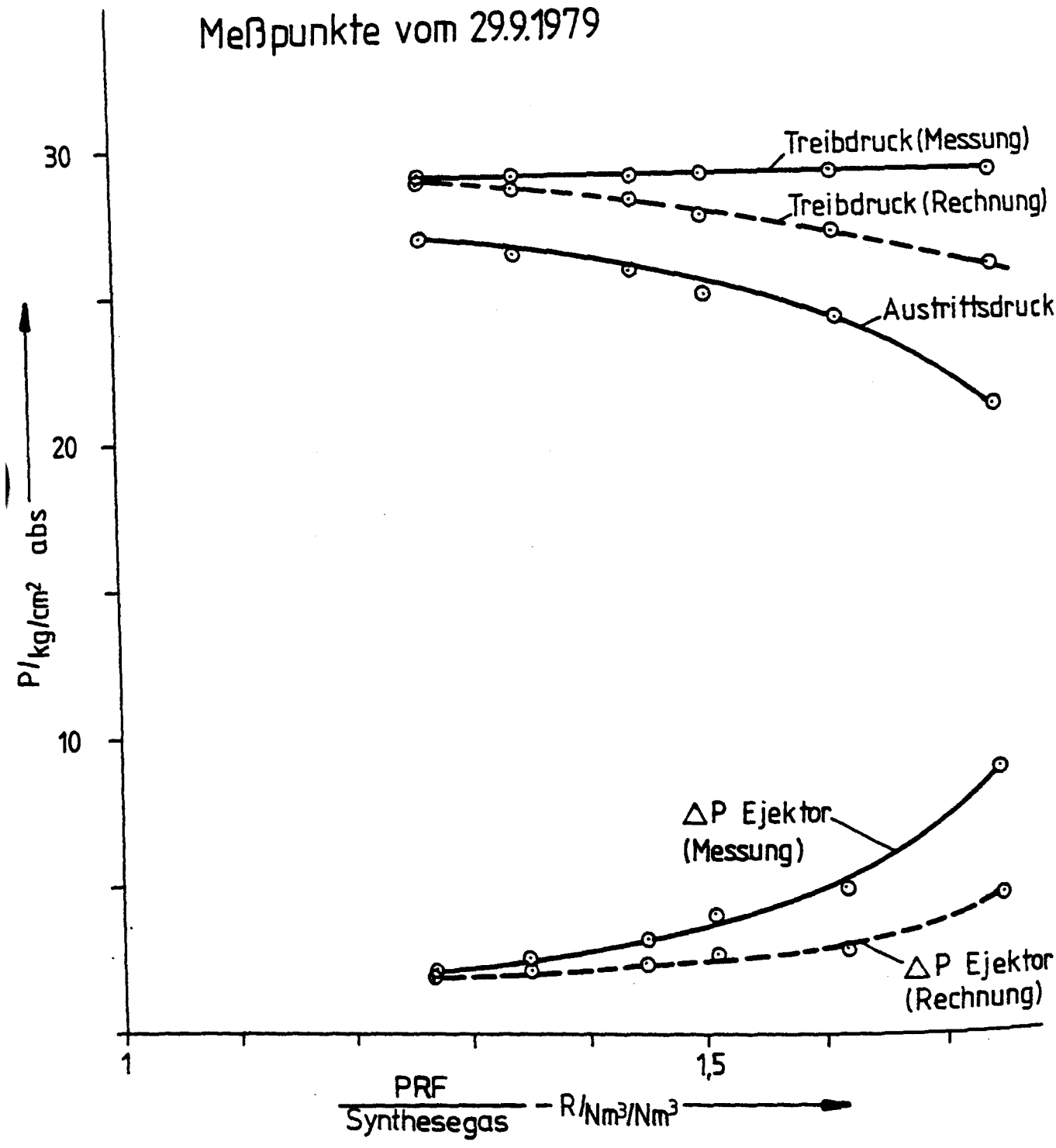


Bild 3.26: ADAM I mit Ejektor J101 Kennlinie bei T_{R101} = 600 °C - 650 °C

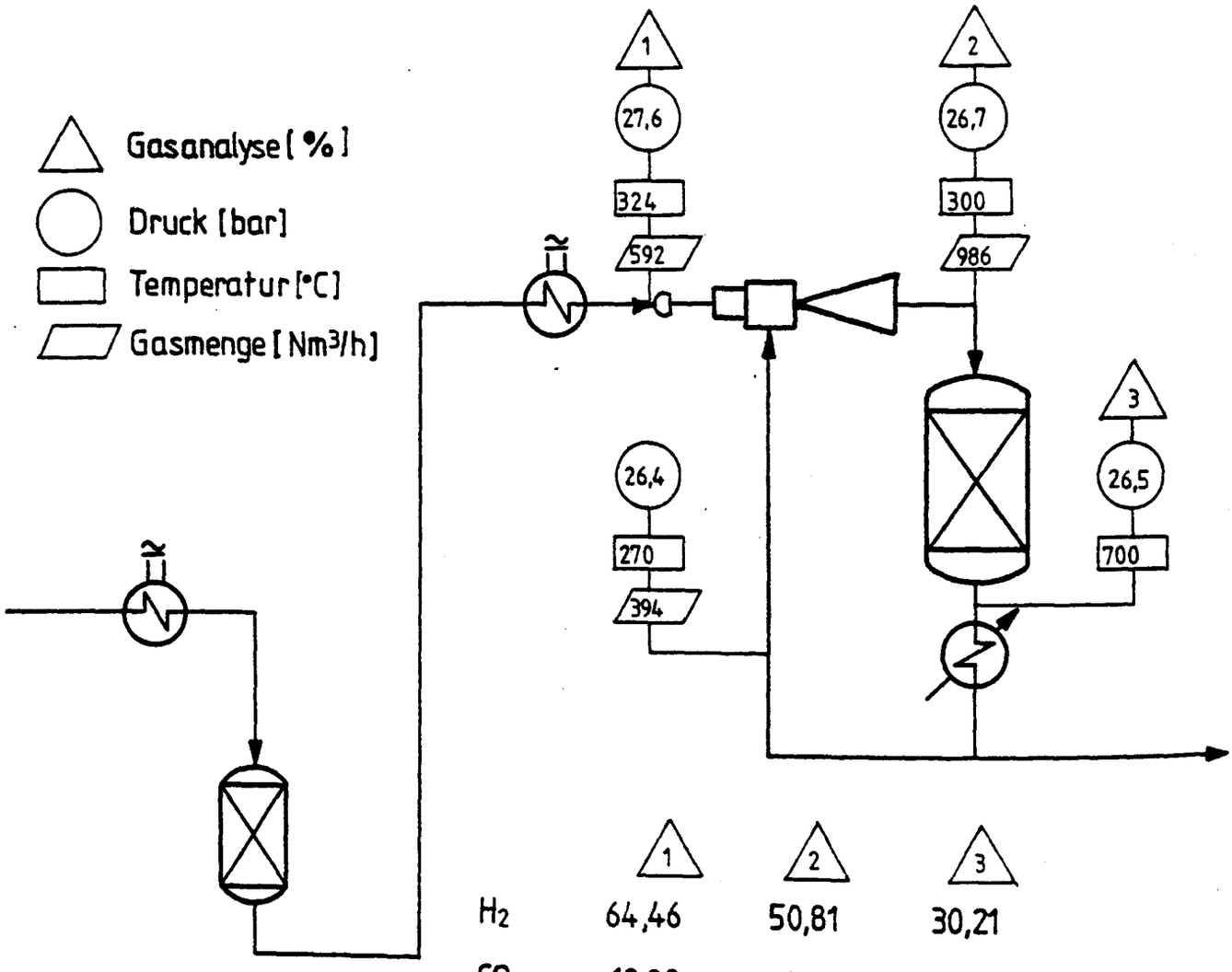
Tabelle 311: Ejektor-Kennlinie (29.9.1980)

Punkt	Treibseite						$T_{aus,R101}$	PRF		Δ P Ejektor Messung	Δ P Ejektor Rechnung≠
	°C	kg/cm²abs	Nm³/h	MW	kg/h	c_p/c_v	°C	Nm³/Nm³	kg/kg	kg/cm²	kg/cm²
1	355	29.0	467	10.89	227	1.34	654	1.27	1.67	2.1	2.0
2	357	28.9	468	10.74	227	1.34	644	1.35	1.79	2.6	2.2
3	357	28.9	468	10.87	227	1.34	632	1.45	1.93	3.2	2.4
4	357	28.9	468	10.82	226	1.34	621	1.51	2.04	4.0	2.6
5	355	28.9	468	10.91	228	1.34	610	1.62	2.17	4.9	2.9
6	353	29.9	468	10.80	225	1.34	598	1.75	2.40	8.9	4.7

	Saugseite					
	°C	kg/cm²abs	Nm³/h	MW	kg/h	c_p/c_v
1	275	26.6	594	14.30	379	1.27
2	277	26.0	632	14.24	402	1.27
3	274	25.4	678	14.45	437	1.27
4	275	24.6	708	14.61	462	1.26
5	275	23.7	756	14.67	495	1.26
6	274	20.6	821	14.73	540	1.26

	Ejektor-Austritt		
	°C	kg/cm²abs	kg/h
1	293	26.9	606
2	293	26.3	626
3	293	25.7	664
4	290	24.9	688
5	289	24.0	723
6	289	21.0	765

≠Die gerechneten Werte berücksichtigen jeweils eine optimale Ejektorgemotrie



	1	2	3
H_2	64,46	50,81	30,21
CO	10,28	7,94	4,40
CO_2	9,13	7,57	5,21
CH_4	11,22	19,03	30,83
N_2	4,77	5,38	6,30
H_2O	0,14	9,27	23,05
MW	11,34	12,79	14,97

Bild 3.27: ADAM I mit Ejektor J1o1 für Betriebsfall T_{R1o1} = 7oo °C

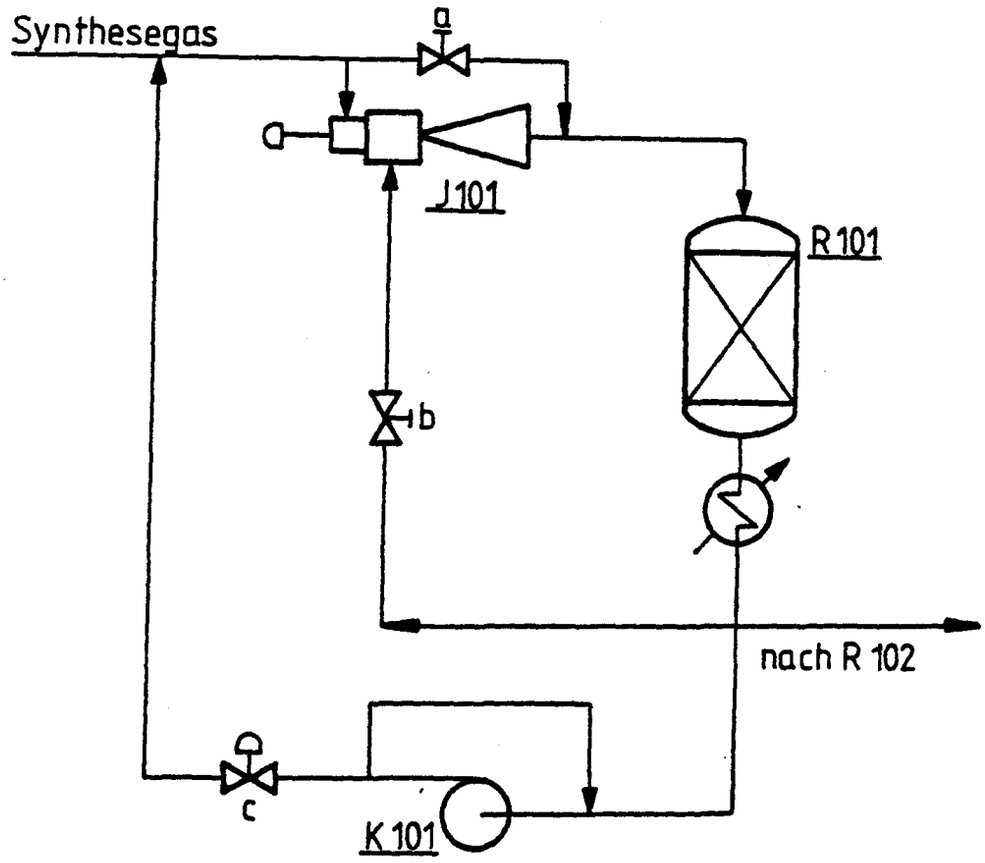


Bild 3.28: ADAM I mit Ejektor J101 Schaltschema mit Ventilen

Frischgas konnte durch Einstellung der Ventilspindel in der Ejektordüse erreicht werden.

Der Ejektor wurde auch aus dem Stillstand bei aufgeheizter Anlage mit Synthesegas angefahren. Dabei war die Anlage vorher im Kreislauf um alle drei Reaktoren mit dem Kompressor K101 auf die entsprechenden Temperaturen für den Anfahrbetrieb mit wasserstoffreichem Gas aufgeheizt (s. Bild 3.29): T_{R101} = 330 °C. T_{R102} = 285 °C und T_{R103} = 265 °C). Danach konnte der Ejektor in zwei verschiedenen Betriebsphasen angefahren werden. Zuerst wurde während des Kompressorkreislaufs ein Gasstrom durch den Ejektor geführt und ein Druckverlust aufgebaut. Die Durchströmung der Saugleitung bewirkte gleichzeitig eine Aufwärmung der Leitung. Dann wurde der Kompressor von der Anlage getrennt, der Druck wurde auf 15 bar eingestellt und die Düsennadel im Ejektor zugefahren, um mit dem größtmöglichen Druckverlust eine maximale Produktgasrückführung zu erreichen.

Innerhalb einer Minute betrug die Beaufschlagung der Anlage mit Synthesegas etwa 30-50 % der Maximallast. Der Druckverlust über dem Ejektor stieg hierbei auf 10 bar an und der Ejektor fing sofort an zu saugen. Im Laufe der nächsten 3 Minuten wurde nun die Synthesegasmenge auf 100 % angehoben, wobei die Temperatur im Methanisierungsreaktor R101 auf 560 °C anstieg (s. Diagramm 6, 7 und 8 in Bild 3.29).

Erst bei stabilen Temperaturprofilen in allen drei Reaktoren konnte die Produktgasrückführung vermindert werden, um die vorgesehenen Prozeßparameter an der 1. Methanisierungsstufe einzustellen. Dann wurden die Luftkühler eingeschaltet und die Betriebstemperaturen der 2. und 3. Methanisierungsstufe eingestellt. Die erreichten Temperaturprofile sind aus Bild 3.30 zu ersehen.

3.2.2.5.2 Kennlinie

Mit dem modifizierten Ejektor wurde durch Veränderung des Ejektordruckverlustes bei konstantem Treibdruck die Produktgasrückführungsmenge so verändert, daß die Temperatur am Austritt von R101 sich zwischen 625 und 700 °C bewegte. Die entsprechenden Betriebsdrücke sind als Funktion des Verältnisses zwischen Produktgasrückführung und Frischgasmenge (R) im Bild 3.31 dargestellt. Die dazugehörigen Betriebsdaten und die entsprechenden errechneten Daten sind in Tabelle 3.12 zusammengefaßt.

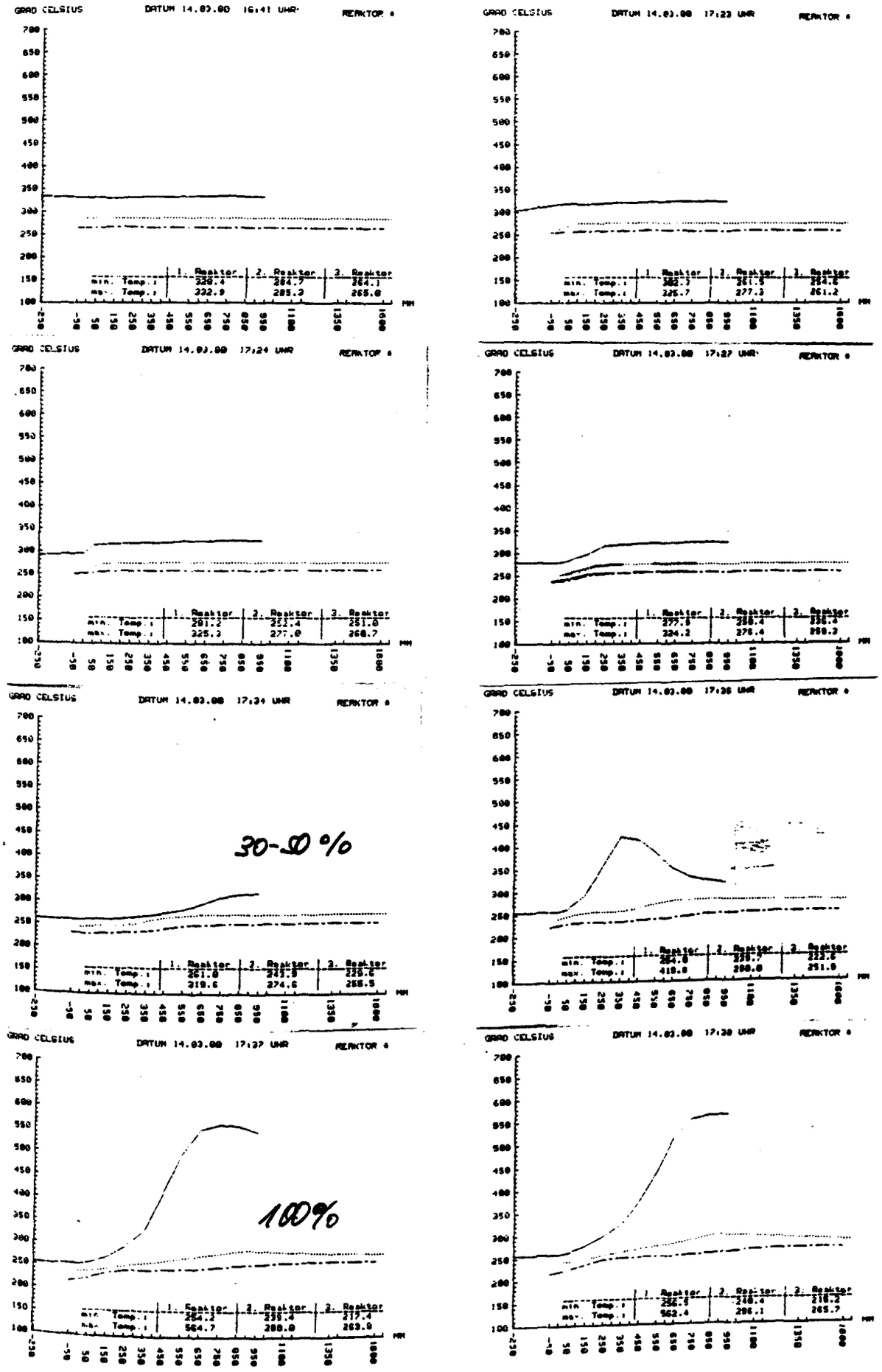


Bild 3.29: Anfahren des Ejektors J 101

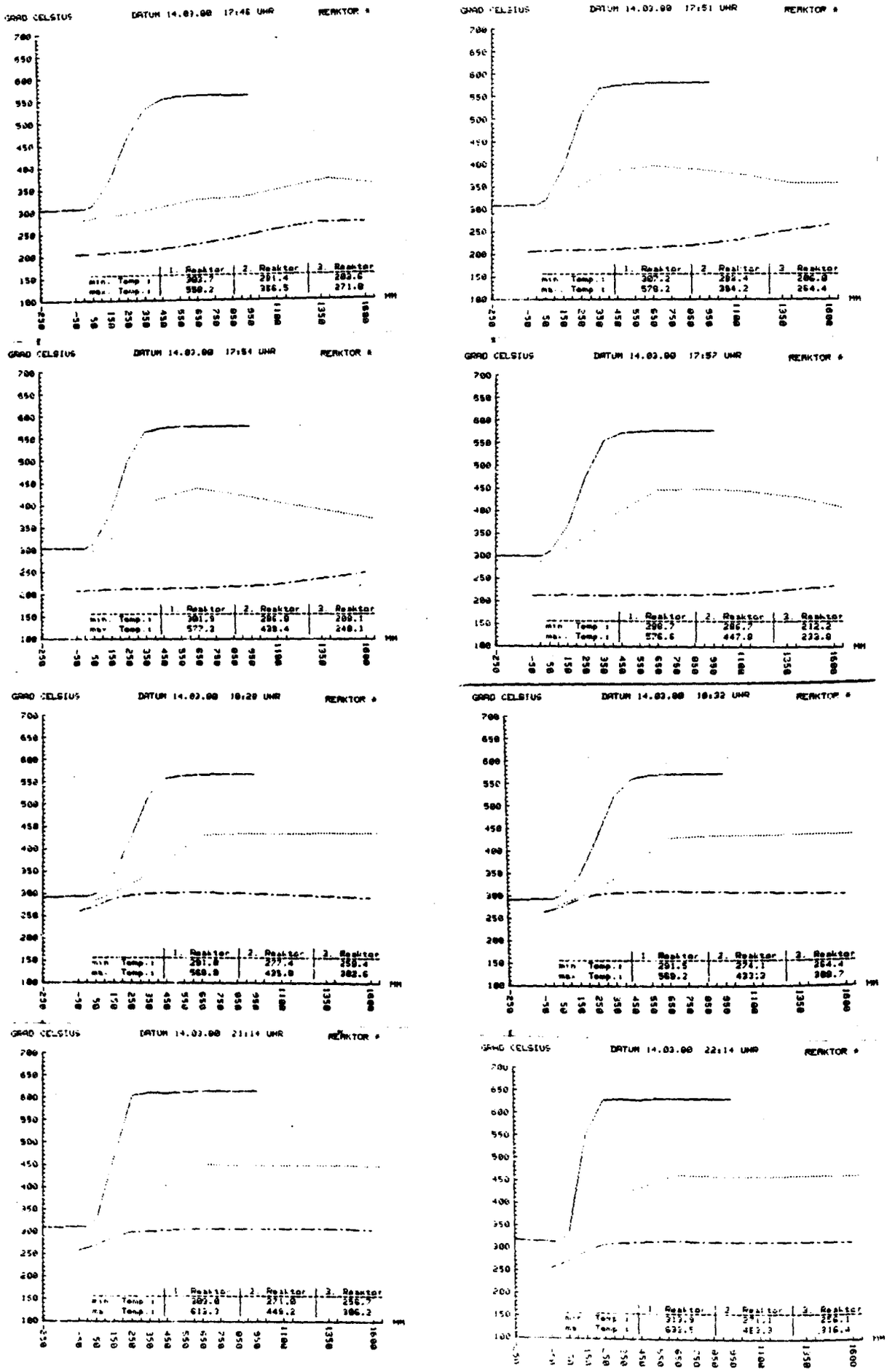
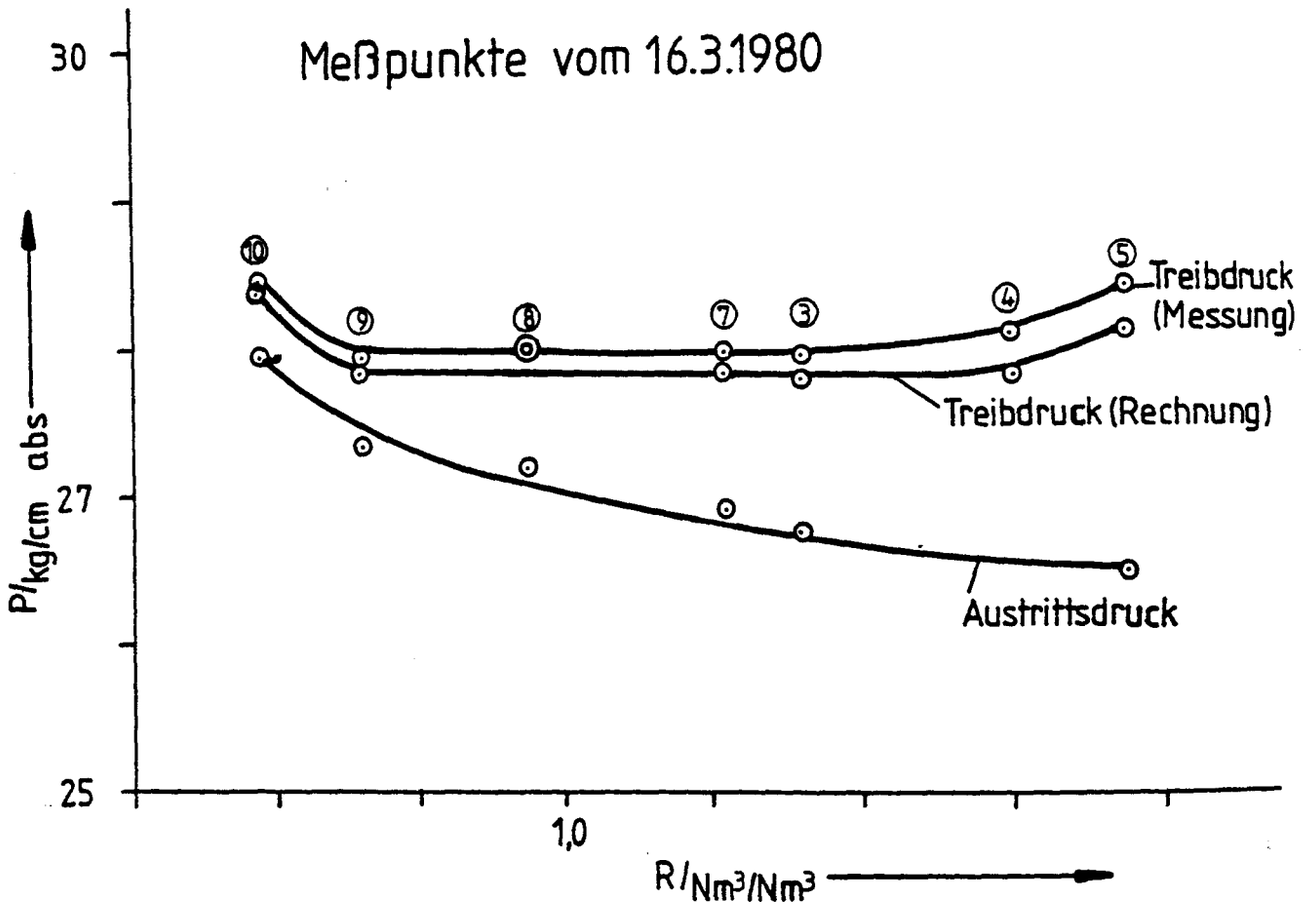


Bild 3.30: Anfahren des Ejektors J 101

Es zeigte sich, daß die Druckverluste über dem Ejektor bei einer der Austrittstemperatur von 7oo °C im R1o1 entsprechenden Produktgasrückführungsmenge am niedrigsten mit Δp= o,5 bar sind. In Tabelle 3.12 sind unter Annahme optimaler Ejektorauslegung für die im Experiment gefahrenen Betriebsdaten die Ejektordruckverluste berechnet. Diese sind im Bild 3.31 zum Vergleich mit den gemessenen Werten aufgezeichnet; hierbei ist zwischen den berechneten und gemessenen Ejektordruckverlusten im Auslegungsbereich des Ejektors (7oo °C am Austritt von R1o1) eine gute Übereinstimmung festzustellen. Die Abweichung zwischen den gemessenen und berechneten Werten wird um so größer, je weiter die Betriebsdaten von den Auslegungsbedingungen des Ejektors entfernt sind. Der Wirkungsgrad des Ejektors beträgt im Auslegungspunkt 2o %.

3.2.2.5.3 Lastwechsel

Bei einer Austrittstemperatur aus dem 1. Methanisierungsreaktor R1o1 wurde die von EVA I angelieferte Synthesegasmenge zwischen 1oo und 6o % geändert. Die Ergebnisse sind im Bild 3.32 und in Tabelle 3.13 festgehalten. Bei Absenkung der Belastung der Anlage nimmt der zu überwindende Druckverlust (Austrittsdruck - Saugdruck) ab, was eine starke Einwirkung auf den Ejektordruckverlust (Treibdruck - Austrittsdruck) zur Folge hat. Bei 65o °C Austrittstemperatur von R1o1 war der Ejektordruckverlust bei 6o % Last Δ P = o,4 bar und bei 1oo % o,9 bar. Bei einer Austrittstemperatur von 7oo °C im R1o1 betrug der Ejektordruckverlust bei 6o % Last Δ P = o,2 bar und bei 1oo % Δ P = o,4 bar.



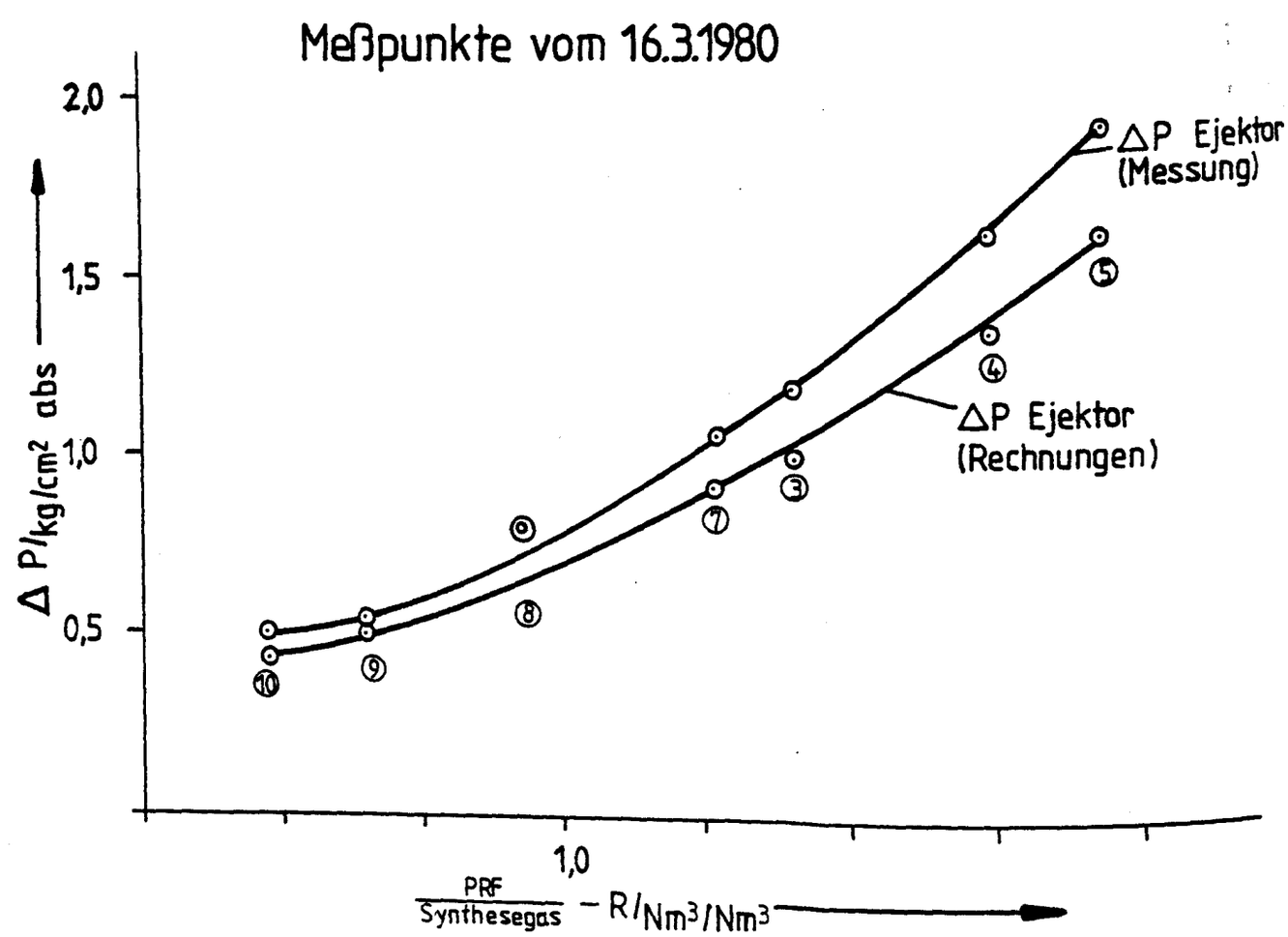


Bild 3.31: ADAM I mit Ejektor J101 Kennlinie bei T_{R101} = 625 - 700 °C

Tabelle 312: Ejektor Kennlinie

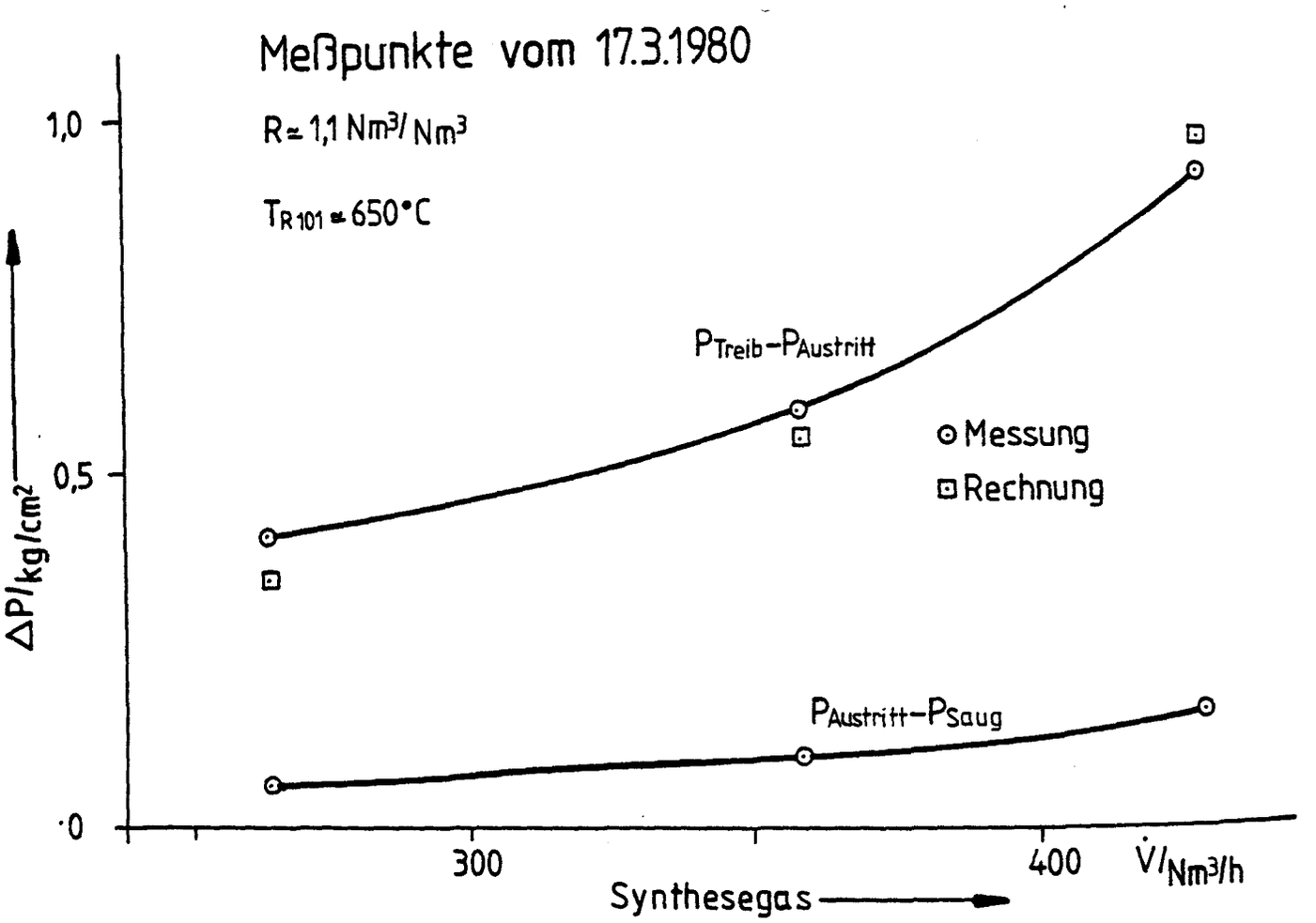
Punkt	Treibseite °C	kg/cm²abs	Nm³/h
3	357	27.76	451.9
4	360	27.82	452.9
5	360	28.11	457.6
6	360	27.83	453.1
7	355	27.82	452.9
8	350	28.00	455.8
9	336	27.85	453.4
10	336	28.39	457.4

Punkt	Saugseite °C	kg/cm²abs	Nm³/h	MW	kg/h
3	265	26.55	525	15.4	361
4	267	26.24	589	15.6	410
5	267	26.24	630	15.6	439
6	267	26.39	526	15.6	366
7	265	26.71	503	15.5	348
8	265	27.03	445	15.6	310
9	263	27.18	391	15.6	272
10	262	27.82	362	15.0	242

Punkt	Austritt Ejektor	kg/cm²abs
3	(305°C)	26.75
4		26.47
5		26.49
6		26.61
7		26.90
8		27.20
9		27.33
10		27.96

T_{R101} °C	PRF Nm³/Nm³	kg/kg	$\Delta P_{Ejektor}$ Messung kg/cm²	Rechnung≠ kg/cm²
652	1.164	1.605	1.01	1.19
635	1.301	1.835	1.35	1.62
626	1.377	1.934	1.62	1.91
642	1.161	1.635	1.22	1.32
655	1.111	1.541	0.92	1.06
670	0.976	1.342	0.80	0.80
684	0.862	1.158	0.52	0.60
691	0.791	1.057	0.43	0.50

≠Die gerechneten Werte berücksichtigen jeweils eine optimale Ejektorgeometrie



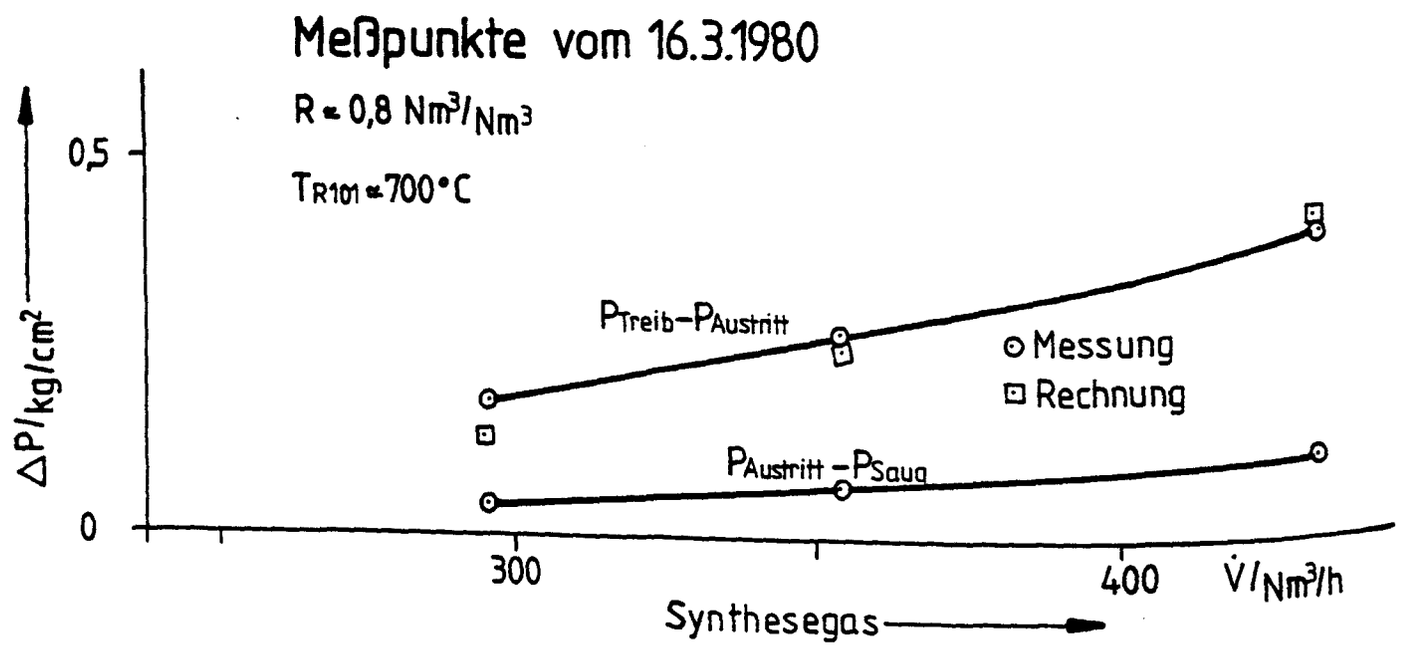


Bild 3.32: ADAM I mit Ejektor J101 Lastwechsel bei T_{R101} = 650 und 700 °C

Tabelle 3.13: Ejektor Lastfälle

	Synthesegas	PRF	T_{R101}	P_{Treib} Messung	P_{Treib} Rechnung	P_{Saug}	$P_{Austritt}$	P_{Treib} Messung	$P_{Austritt}$ Rechnung	$P_{Austritt}$	P_{Saug}
	Nm^3/h	Nm^3/Nm^3	^oC	kg/cm^2abs		kg/cm^2abs		kg/cm^2		kg/cm^2	
MP 541	433	0.816	690	27.92	27.94	27.41	27.52	0.40	0.42	0.11	
MP 542	355	0.788	693	27.70	27.68	27.36	27.43	0.27	0.25	0.07	
MP 544	296	0.759	702	27.58	27.53	27.36	27.40	0.18	0.13	0.04	
MP 545	263	1.136	649	27.51	27.45	27.04	27.10	0.41	0.35	0.06	
MP 546	359	1.056	651	27.56	27.52	26.88	26.98	0.58	0.54	0.10	
MP 547	429	1.142	649	27.57	27.64	26.52	26.68	0.91	0.96	0.16	

3.2.2.6 Notabschaltung I-1 am 19.05.1980

Am 19.5.198o gegen 19.3o erfolgte, bedingt durch einen Ausfall des Erdgaskompressors vor EVA I, eine Notabschaltung I-1 im ADAM I, bei der Gaszu- und abfuhr in ADAM I unterbrochen und der Kompressor K1o1 bzw. alle elektrischen Erhitzer (H1o3 und H1o5) automatisch ausgeschaltet wurden. Der Erdgaskompressor vor EVA I fiel durch ein defektes Vordruckmeßgerät (PIACO-LL-oo1) aus.

Der I-1 ist vom ARGUS-System (ADAM-Reaktoren-Graphisches Überwachungs-System) aufgenommen worden. Die Bilder 3.33 und 3.34 zeigen den Temperaturverlauf der drei Methanisierungsreaktoren vor und nach der Notabschaltung.

Der Fehler an EVA I, der zum Ausfall des Erdgaskompressors führte, konnte nicht sofort erkannt werden. Aus diesem Grunde sollte ADAM I in Wartestellung unter Wasserstoff-Atmosphäre gebracht werden. Dies muß durch langsames Druckablassen über PIC9 von 27 bar auf 18 bar mit anschließender Wasserstoffeinspeisung erfolgen. Ein Temperaturanstieg im R1o1 ist zu vermeiden.

Diagramm 1 in Bild 3.33 zeigt die Temperaturprofile für alle drei Methanisierungsreaktoren vor der Notabschaltung. Diagramm 2 zeigt 16 Minuten nach I-1 eine deutliche Veränderung der Temperaturprofile mit einer Abflachung des Temperaturgradienten im 1. Reaktor und einer Temperaturanhebung in den beiden folgenden Reaktoren. In den Diagrammen 3, 4 und 5 ist ein starker Temperaturanstieg bis 748 ^{o}C im 1. Methanisierungsreaktor R1o1 zu beobachten. Diese Temperaturspitze am Reaktionsbettanfang ist auf ein schnelles Ablassen des Druckes von 27 bar auf 18 bar und dem damit verbundenen Einströmen von Synthesegas aus R1o4 (ca. 1o m^3(STP)) in den 1. Methanisierungsreaktor R1o1 zurückzuführen, was dort bei entsprechender Reaktion und unzureichender Wärmeabfuhr zu dem starken Temperaturanstieg führte. Zur Verdünnung des Reaktionsgases wurde Wasserstoff in das System eingespeist, wobei der Druck von 18 auf 27 bar anstieg (s. Diagramme 5-8). Dabei stieg die Temperatur erneut diesmal auf 787 ^{o}C an (s.Diagramm 7), bevor sie dann kontinuierlich abfiel (s. Diagramm 8). Zur weiteren Verdünnung des Reaktionsgases mit Wasserstoff wurde der Druck erneut abgesenkt, diesmal jedoch sehr langsam (s. Diagramme 9 und 1o), bevor anschließend wiederum Wasserstoff eingespeist wurde und der Druck von 18 auf 25 bar anstieg. Hierbei gab es jetzt einen ständigen Temperaturabfall, so daß 31 Minuten nach dem ersten Druckablassen alle Temperaturen im R1o1, R1o2 und R1o3

45o ^{o}C bei 78 % Wasserstoff und o % CO und CO_2 vor R1o1 betrugen. Dieser Zustand wurde bis zum Wiederanfahren der Anlage um 15.2o h konstant gehalten.

Zur Vermeidung derartiger Temperaturbelastungen für den Katalysator sollte das Verfahren so geändert werden, daß bei einer Druckabsenkung im System keine größeren Synthesegasmengen in die Methanisierungsreaktoren strömen können.

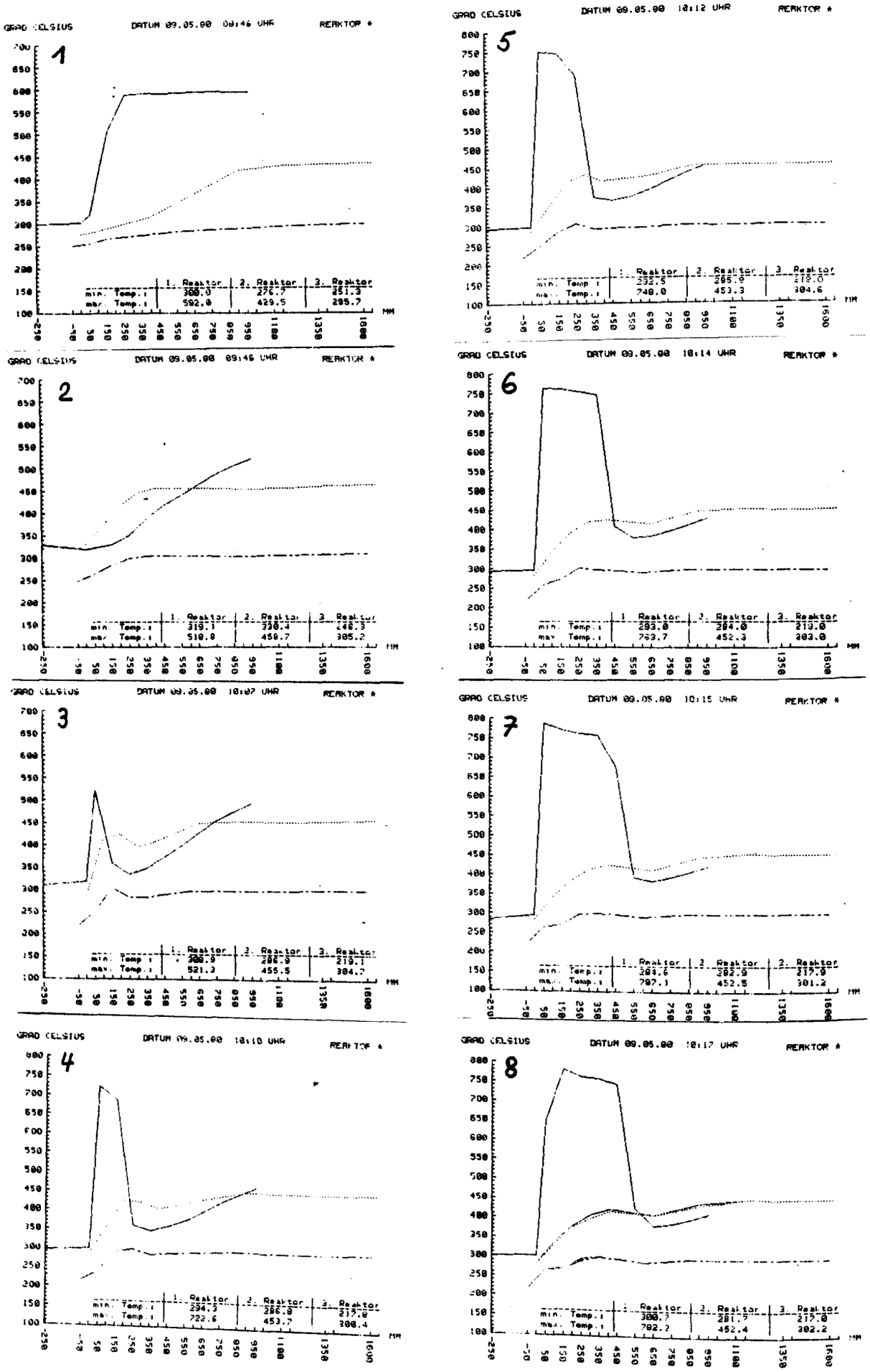
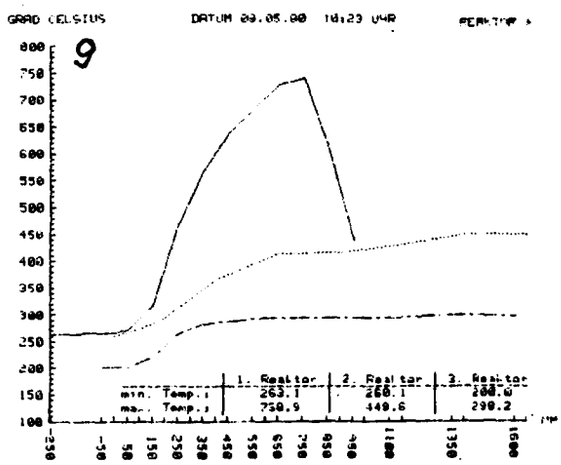


Bild 3.33: I-1-Diagramme 1-8



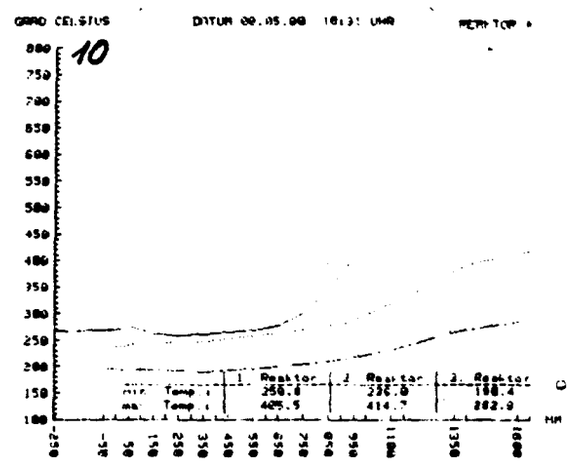


Bild 3.34: I-1-Diagramme 9 und 1o

3.2.2.7 Passivierung

Bei den im ADAM I eingesetzten Methanisierungskatalysatoren kann es bei Lufteinwirkung auf den reduzierten Katalysator zu einer heftigen, mit starker Wärmenetwicklung verbundenen Oxydation des fein verteilten Nickels kommen. Dies ist besonders bei dem "klassischen" Methanisierungskatalysator der dritten Stufe der Fall. Diese Oxydation kann bei unkontrolliertem Verlauf zur Schädigung des Katalysators und sogar der Reaktoren führen. Zwischen den einzelnen Versuchen ist es also notwendig, die Katalysatoren vor Lufteinwirkung zu schützen. Die Behälter werden hierzu unter einem geringen Überdruck an Stickstoff gesetzt, entweichender Stickstoff wird ständig ersetzt. Muß jedoch zwischen den Versuchen die Anlage geöffnet werden, so daß der Katalysator mit Luft in Berührung kommt, ist eine Passivierung notwendig. Beim Passivieren verbleibt der Katalysator grundsätzlich im reduzierten Zustand; nur die Oberfläche wird soweit oxydiert, daß an der Luft bei normalen Temperaturen keine weitere Oxydation mehr stattfinden kann.

Der in den zwei ersten Reaktoren R1o1 und R1o2 bisher eingesetzte Katalysator MCR-2X verhält sich beim Kontakt mit Luft bei normaler Umgebungstemperatur sehr gutmütig; die Passivierung ist gemäß der nachstehenden Vorschrift problemlos und schnell durchführbar.
Bei dem im R1o3 eingesetzten Methanisierungskatalysator MCR-4 verläuft bei grundsätzlich gleicher Vorschrift die Passivierung wesentlich stürmischer.

Passivierungsvorschrift:

		R1o1 (MCR-2X)	R1o2 (MCR-2X)	R1o3 (MCR-4)
V_R (ca.)	m^3	o.o5	o.1	o.o83
V_{N_2} (ca.)	m^3_N/h	2o	35	3o
Luft (ca.)	%	1 → 1o	1 → 1o	1 → 1o
Luft (ca.)	m^3_N/h	o.2 → 2	o.35 → 3.5	o.3 → 3.o

Arbeitstemperatur maximal 5o °C
zul. Höchsttemperatur 12o °C

Die erste gezielte Passivierung am R1o3 bzw. MCR-4 wurde am 15.5.198o begonnen und zwar mit besonders großem Stickstoff/Luft-Verhältnis. Diese Passivierung wurde an drei weiteren Tagen fortgesetzt bis volle Lufteinwirkung zu keiner Reaktion mehr führte.

Passivierung MCR-4 im R1o3, Verlauf:

Dat/ Uhrzt.	P_N bar	V_{N_2} m^3_N/h	V_{Luft} m^3_N/h	T min/max °C	Bemerkung
15.5.8o					
8.3o	4	28	o.2	16/18	Start
8.45	4	28	o.2	16/43	Durchwandern des Temperaturmaximums
14.1o	4	28	o.2	15/52	
14.15	4	28	o.4	18/62	schneller Temperaturanstieg
14.2o	4	28	o.3	19/58	
16.15	4	28	o.4	2o/56	
16.2o	4	28	o.8	2o/56	
16.3o	4	28	1.2	2o/44	Temp. sinkt trotz hohen Luftdurchsatzes
16.4o	4	28	6	2o/34	
16.53	4	28	6	21/173	plötzlich starker Temp.-anstieg!
16.55	4	28	o !		
18.55					Nochmals mit N_2 gespült.
22.5.8o					
7.oo	2.1	1o	o	21/21	Durchwandern einer Temperaturwelle von maximal 3o °C
7.3o	2.1	1o	o.2	2o/23	
7.4o	2.1	1o	o.4	19/24	
7.5o	2.3	13	o.8	18/26	
9.5o	2.3	13	2.5	16/22	
12.oo	2.3	13	6.2	18/2o	
13.o5	2.o	1	6.8	19/21	8o % Luft, anschließend mit N_2 gespült.

Beim Passivieren des MCR-2X im R1o1 und im R1o2 am 27. und 28.5.8o wurde zwangsläufig der R1o3 mit einem Gemisch mit 1 % Luft in Stickstoff beschickt. Im R1o3 fand am 27.5.8o nochmals eine Oxydation mit leichter Wärmeentwicklung statt.

Ein Spülen mit N_2 wurde dann nicht mehr durchgeführt; die Reaktoren blieben dann unter Luft stehen.

Diese Passivierungsversuche haben gezeigt, daß es notwendig ist, das Passivierungsverhalten der Methanisierungskatalysatoren zu kennen. Untersuchungen hierzu können mit der Thermowaage durchgeführt werden.

Die Diagramme in Bild 3.35 zeigen den Temperaturverlauf zu verschiedenen Zeitpunkten des Passivierungsversuches.

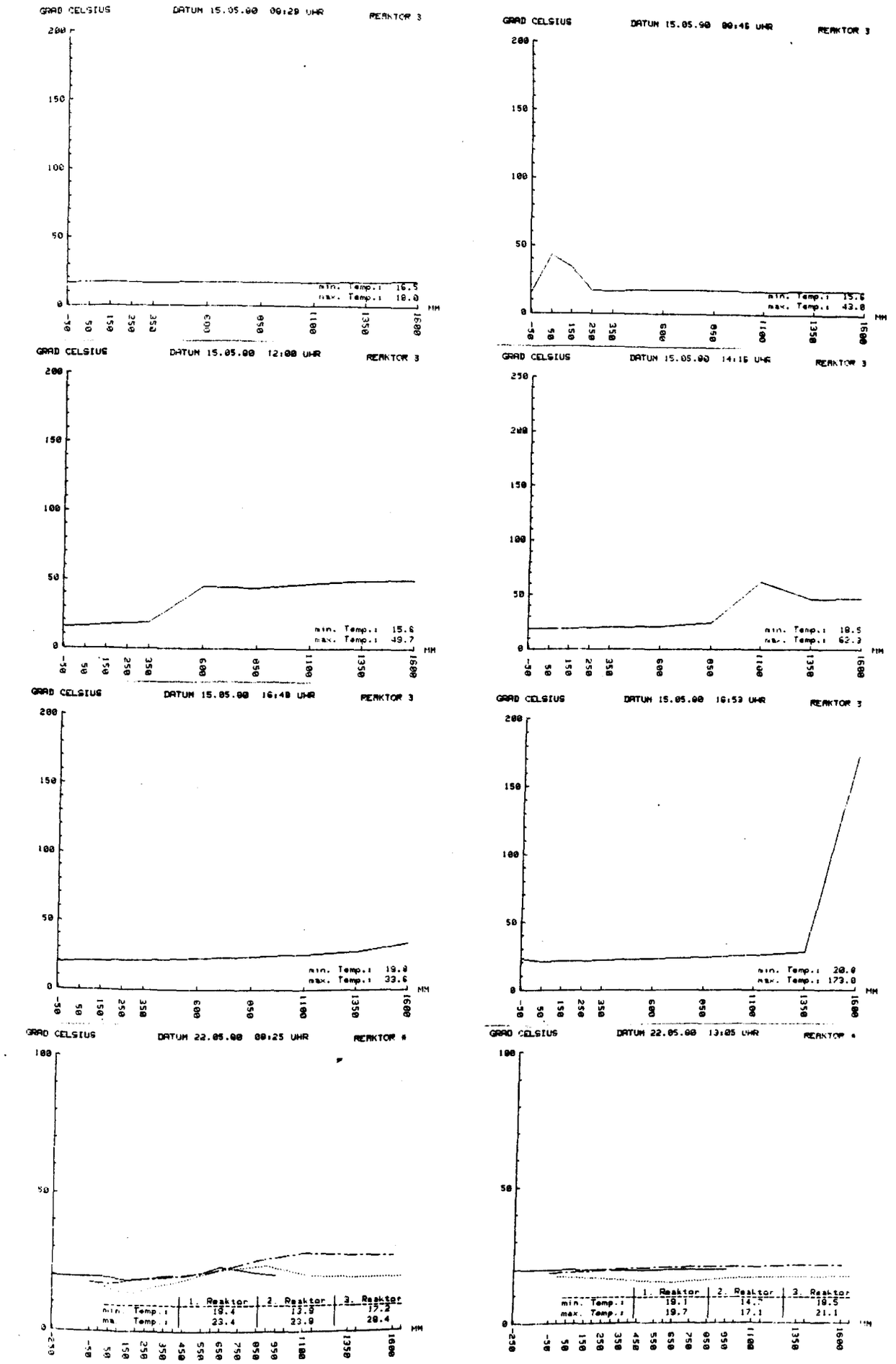


Bild 3.35: Temperaturverlauf zu verschiedenen Zeitpunkten des Passivierungsversuches

3. GENRAD-Berechnungen

Im Liefer- bzw. Zusammenarbeitsvertrag - Innengekühlter Methanisierungsreaktor - zwischen der Kernforschungsanlage Jülich und Haldor Topsoe A/S wurde vereinbart, daß KFA mit Unterstützung von HTAS innerhalb von 18 Monaten ab Vertragsunterzeichnung (17.12.1979) ein eigenes Computer-Rechenprogramm soweit erstellt, daß der aktuelle Stand des HTAS-Rechenprogrammes GENRAD bezüglich der Berechnung innengekühlter Methanisierungsreaktoren erreicht wird. Zu diesem Zweck übermittelte HTAS der KFA die Dokumentation über das Rechenprogramm GENRAD sowie die für die Berechnung von innengekühlten Methanisierungsreaktoren notwendigen Unterprogramme mit deren Dokumentation.

Nach Änderung system- und programmtechnisch bedingter Schritte ist das aktuelle Rechenprogramm GENRAD bereits seit Ende März auf der KFA Rechenanlage verfügbar. Proberechnungen ergaben identische Ergebnisse im Vergleich zu HTAS eigenen Berechnungen. - Durch Änderung der Eingabeparameter ist es ferner mit dem Programm GENRAD möglich, z.B. das Temperaturprofil eines adiabaten Reaktors zu berechnen.
Am Beispiel dieses Vertragspunktes sei es erlaubt, die gute Zusammenarbeit mit HTAS hervorzuheben.

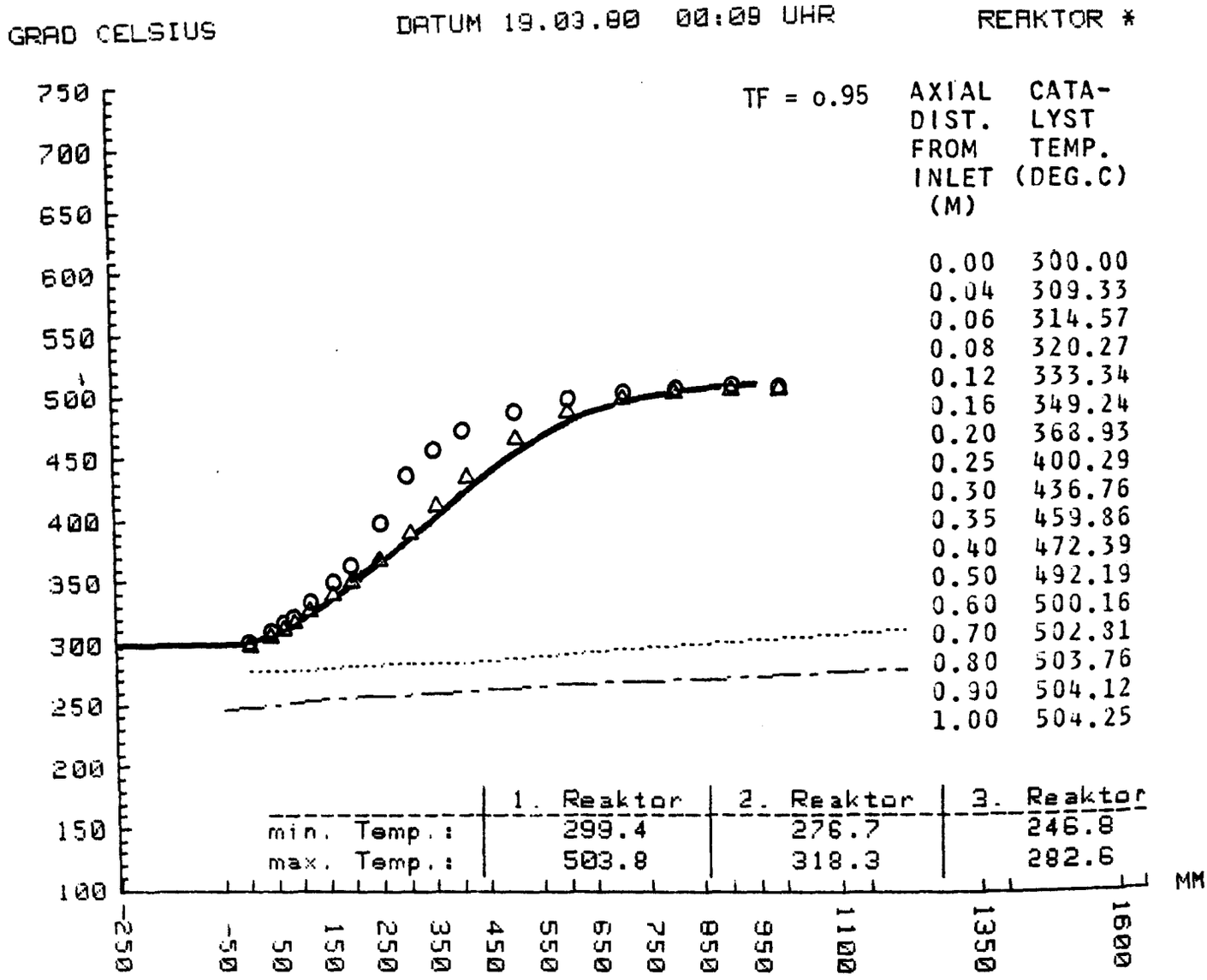
Umfangreiche Tests haben ergeben, daß das Programm unter gewissen Voraussetzungen bei der Approximation von Kurvenverläufen zum Überschwingen neigt. Hier konnten erste Verbesserungen erzielt werden.

Aufgrund der Versuchsauswertung ADAM I zeigt es sich, daß insbesondere das Unterprogramm "Wärmeübertragung" modifiziert werden sollte. HTAS verwendet hierzu im Programm Ansätze, die aus dem Jahre 195o-55 stammen. Notwendige Anpassungen an gemessene Temperaturprofile können über Korrekturfaktoren vorgenommen werden, die bereits im Programm vorgesehen sind. Jedoch setzen gerade die o.g. Korrekturfaktoren ein gutes Verständnis über den Aufbau und Ablauf des Programms bzw. der physikalisch-chemischen Vorgänge im Reaktionsbett voraus. Deshalb wurden alternativ im Programm neuere Ansätze der Arbeitsgruppe um Prof. Schlünder, insbesondere die Ergebnisse der Dissertationen von Zehner und Hennecke, aufgenommen. Tendenziell verbessern sich die Wärmeübertragungsverhältnisse an der Wand (α_w), wie auch die effektive Leitfähigkeit (λ_{eff}) in der Kernströmung. Das bedeutet konkret, daß die maximale Katalysatortemperatur gegenüber dem HTAS-Ansatz herabgesetzt wird. Diese alternative Programmversion wird zur Zeit überprüft.

Des weiteren ist beabsichtigt, die in der EVA I gesammelten Erfahrungen bezüglich des Wärmeübergangs zu nutzen. Bei der Auswertung der EVA I-Versuche wird von einem Mischansatz ausgegangen, der nicht mehr zwischen α_w und λ_{eff} unterscheidet. Dieser Schritt ist physikalisch sinnvoll, da bedingt durch die innere Rückführung, lediglich ca. 4 Katalysatorkörner auf einer Ebene ungestört nebeneinander liegen.

Mit der bestehenden HTAS-Programmversion wurden inzwischen einige ADAM I - spezifische Temperaturprofile nachvollzogen. Zuvor war es jedoch notwendig, den "Typefaktor (TF)" zu ermitteln. Der Faktor kann u.a. auch als Korrekturfaktor für Alterungserscheinungen des Katalysators bezeichnet werden und hat somit Auswirkung auf die gesamten reaktionskinetischen Gleichungen.

Die dargestellten Temperaturprofile aus den Messungen von ADAM I (hier vom 1. Reaktor) und die theoretisch berechneten Profile mit TF = o.71 zeigen gute Übereinstimmung.(Abb. 3.36-3.38)
Ein weiter modifiziertes Rechenprogramm GENRAD wird daher in Zukunft ein sicheres Hilfsmittel zur Planung, dem Bau und Betrieb von Methanisierungsreaktoren sein.



—— gemessene Größen

○ △ berechnete Größen

○ TF = o.95

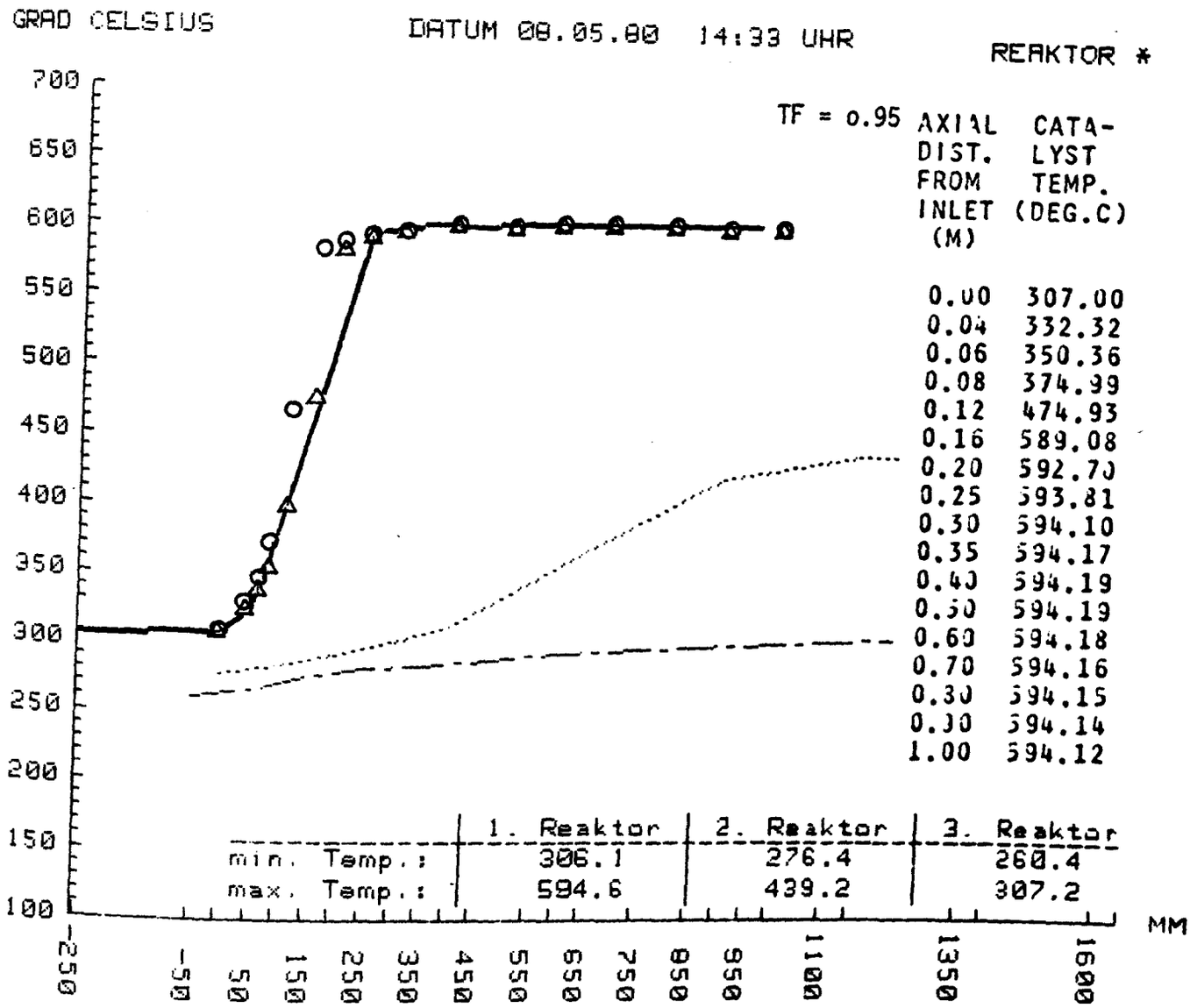
△ TF = o.71

MP 549

$V_{Ein\ Syn.}$ = 427.52 Nm^3/h

GRF von 3. Stufe

Bild 3.36: ADAM I-Berechnung (GENRAD) MP549



—— gemessene Größen

○ △ berechnete Größen

○ TF = 0.95

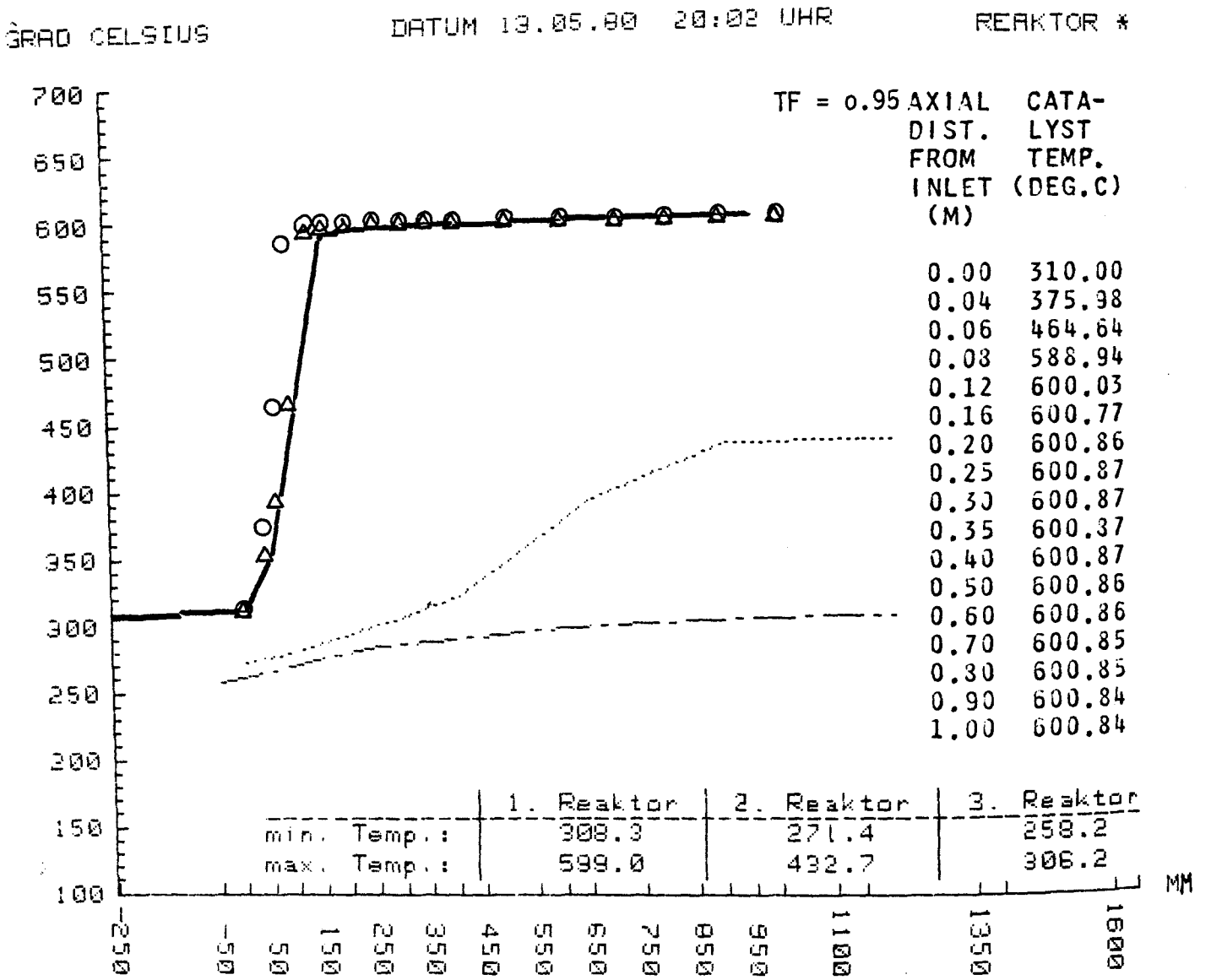
△ TF = 0.71

MP 563

$V_{Ein\ Syn.}$ = 45o.o4 Nm^3/h

GRF von 3. Stufe

Bild 3.37: ADAM I-Berechnung (GENRAD) MP 563



——— gemessene Größen ○ TF = 0.95

○ △ berechnete Größen △ TF = 0.71

MP 573

$V_{Ein\ Syn.}$ = 238.4o Nm^3/h

GRF von 3. Stufe

Bild 3.38: ADAM I-Berechnung (GENRAD) MP 573

3.3 Stand der Abwicklung des "Innengekühlten Methanisierungsreaktors" (IRMA) zum 31. August 1980

Als alternative Verfahrensführung zur bislang in der NFE-Anlage ADAM I durchgeführten 3-stufigen adiabaten Methanisierung wird mit dieser Anlagenerweiterung eine Versuchsreihe mit innengekühlten Methanisierungsreaktoren vorbereitet.

Zur Realisierung dieses Vorhabens haben die KFA Jülich GmbH und die dänische Ingenieurgesellschaft Haldor Topsøe A/S, Kopenhagen, am 17. Dezember 1979 Verträge über die wissenschaftlich - technische Zusammenarbeit auf dem Gebiet der Entwicklung "Innengekühlter Methanisierungsreaktoren" und über die Planung, Errichtung und Inbetriebnahme eines innengekühlten Methanisierungsreaktors geschlossen.

Im Berichtszeitraum wurden folgende Arbeiten durchgeführt, beziehungsweise veranlaßt:

- Erarbeitung von Aufstellungsplänen, Fließbildern und der Instrumentierungsschemata.
- Stellung des Antrages für Bau und Betrieb der Anlage als Ergänzung zur bestehenden ADAM I-Genehmigung incl. der erforderlichen Unterlagen für das baurechtliche Genehmigungsverfahren.
- Ausschreibung und Vergabe des Fundaments und des Stahlgerüstes.
- Stellen von Anfragen für Druckbehälter, Rohrleitungen etc.

Alle erforderlichen Arbeiten wurden termingerecht durchgeführt, so daß nach dem derzeitigen Planungs- und Kenntnisstand eine Inbetriebnahme im August 1981 realistisch erscheint.

Der veranschlagte Kostenrahmen von 1,6 Mio DM erscheint nach der Vergabe erster Aufträge eingehalten werden zu können.

4. Zu Programmpunkt 3.5/6

Vorplanung, Bau und Betrieb einer großen Spaltrohranlage EVA II sowie einer dazu passenden Methanisierungsanlage ADAM II.

4.1 Stand der Abwicklung der NFE-Versuchsanlage EVA II/ADAM II zum 31.08.1980

Die Versuchsanlage ADAM II/EVA II sollte vertragsgemäß am 25.Jan.80 an KFA übergeben werden. Bis zum heutigen Tage ist die Abnahme aufgrund zahlreicher Nachbesserungen nicht erfolgt. Daher befaßt sich dieser Bericht im wesentlichen mit einer Darstellung der gravierendsten Fehler bzw. Änderungen, die sich im Verlaufe der Funktionsläufe und Teilinbetriebnahmen einzelner Kreise und Nebenanlagen ergeben haben.

Aus Gründen der besseren Übersichtlichkeit sind nur Schwierigkeiten bzw. Störungen von technologischem Interesse bzw. großer zeitlicher Konsequenz aufgeführt.

A U F L I S T U N G

terminlicher und technologisch bedeutsamer Störungen

bis zum 31.08.1980

Vorgang	Zeitraum der Schadensbeseitigung	Terminverzug	Bemerkungen
1) Verdrängerkörper-Änderung am Spaltrohr-Bündel	August 1979	Zeitverlust im Ablauf der Grobmontage Dauer ca. 6 Wochen	Die Konstruktion der Verdrängerrohre wurde von Lurgi ohne KFA-Testaterteilung ausgeführt; bei der Einbringung der Versuchsinstrumentierung mußten die örtlich unterbrochenen Verdrängerkörper zum Vermeidung von Meßwertverfälschungen durch Änderung in voller Länge geschlossen werden.
2) Eichlauf für He-Mengen-Messung (1. Versuch)		in Pos. 3 enthalten	Dieser Testlauf diente zur Ermittlung der Eichkurven der Mengenmeßeinrichtung für Helium, da aus Platzgründen eine Düse in Sonderkonstruktion eingesetzt werden mußte. 1. Test wurde mit Luft durchgeführt.

Vorgang	Zeitraum der Schadensbeseitigung	Terminverzug	Bemerkungen
3) GHH-Gebläse, Lieferverzug wegen fehlender Dichtungselemente (Stillstand und Gleitringdichtung)	Oktober 1979	ca. 8 Wochen mit voller Auswirkung auf alle nachfolgenden Testläufe für Teilkreise und Gesamtanlage	Um den Zeitverzug von ca. 8 Wochen reduzieren zu können, wurden die Werksläufe des Gebläses nicht bei GHH, sondern auf der KFA-Baustelle durchgeführt.
4) Eichlauf für He-Mengen-Messung (2. Versuch)	1o.-15.12.1979	ca. 1 Woche zu Lasten KFA	Dieser 2. Test wurde mit dem späteren Betriebsmittel Helium durchgeführt. Im Rahmen dieses Testlaufes wurde der unter Pos. 5 aufgeführte Mangel entdeckt. Messung muß wegen zu kleiner KFA-Meßblende wiederholt werden.
5) Spaltreaktor, Bypass-Beseitigung durch Kompensator-Einbau	17.12.-1o.1.198o	ca. 2 Wochen (ohne den Feiertagseinfluß)	Beseitigung eines Konstruktionsfehlers.
6) H_2O im Instrumenten-Luft-System	17.12.-24.12.1979	ca. 1 Woche Verzögerung durch Unterbrechung der Komponenten-Erprobung	Durch einen zu hohen Wassergehalt in der Instrumentenluftversorgung mußten die Untersuchungen von Teilkreisen und deren Inbetriebnahme abgebrochen werden.

Vorgang	Zeitraum der Schadensbeseitigung	Terminverzug	Bemerkungen
7) Eichlauf für He-Mengen-Messung (3. Versuch)	1o.1.-14.1.198o	3 Wochen zu Lasten KFA	Der Terminverzug von ca. 3 Wochen entstand dadurch, da wegen des Testlaufes anstehende Arbeiten (z.B. Bündeleinbau) nicht durchgeführt werden konnten.
8) GHH-Gebläse, Läuferschwingung	./.	./.	Keine zusätzlichen terminlichen Auswirkungen, da der Stillstand zur Spaltreaktor-Bündelmontage eingeplant war.
9) Diverses	26.3.-14.4.198o	insgesamt ca. 1 Woche	
9.1 Sundyne-Gebläse G-2o1			9.1 Gleitringdichtung des Sundyne-Gebläses defekt.
9.2 Anfahrofen C-2o1			9.2 Die Leistung des Anfahrerhitzers war wegen vertauschter Anschlußleitungen (Startbrenner, Hauptbrenner) zu gering.
1o) Vergrößerung der Nennweiten der Rohre im Recyclekreis	gleitend bis September 198o	in anderen Pos. enthalten	Im Rahmen des 1. Funktionslaufes wurde festgestellt, daß der Druckverlust im Recyclekreis zu groß war; die Nennweiten der Rohrleitungen im Hauptgasstrom mußten um 2 Durchmesserstufen vergrößert werden.

Vorgang	Zeitraum der Schadensbeseitigung	Terminverzug	Bemerkungen
11) Sundyne-Gebläse G-2o1	2o.4.-27.4.198o	1 Woche	1. Reparatur aufgrund eines Getriebe- und Wellenschadens. 2. Austausch des Getriebes wegen falscher Nenndrehzahl.
12) He-Reinigung	seit 1979 bis heute	?	Ständige Schwierigkeiten in der Steuerung der automatischen Regenerierung.
13) Anlagen-Stillsetzung	1.5.198o	1 Woche, in Pos. 14 enthalten	Wegen fehlender "Persil-Scheine" des TÜV Aachen für Maschinentechnik und Elektrotechnik Stillsetzung der Anlage durch GAA.
14) Undichtigkeiten an fehlenden Apparaten E-1o3, E-1o4, D-1o1, D-2o4	gleitend	1 Woche	Wegen falscher Anbringung von Konstanthängern und daraus resultierender Schubwirkung der Rohrleitungen Undichtigkeiten an Flanschen etc. Abhilfe: Teilweiser Umbau der Leitungsführung sowie Änderung der Konstanthänger.

Vorgang	Zeitraum der Schadensbeseitigung	Terminverzug	Bemerkungen
15) Dampferzeuger E-1o1 Rohrriß	18.6.198o Schadenseintritt Beseitigung bis Nov. 198o erled.	ca. 3 Monate	Rohrrisse im Bereich der Tragplatte. 1) Die Schadensursache ist auf mangelnde Dehnungsmöglichkeiten der Wärmetauschrohre zurückzuführen und erfordert eine teilweise Umkonstruktion des Dampferzeugers. 2) Während dieses erzwungenen Stillstandes werden eine Reihe weiterer Reparaturen durchgeführt. z.B. Getriebeänderung und Laufradanpassung des Sundyne-Gebläses G-2o1. Austausch des Gehäuses des Spaltgasverdichters G-2o2.
16) GHH-Gebläse/Korrosionserscheinungen	August 198o	Zeitverzögerung in Pos. 15 enthalten	
17) He-Erhitzer Bypass-Beseitigung	bis Febr. 1981	ca. 4 Monate	Im Rahmen von Erprobungsläufen wurde festgestellt, daß bei 7o % der Nennleistung die Heizleiterstäbe bereits Nenntemperatur erreicht hatten. Grund: Bypässe durch Temperaturrisse der Steinsäulen. Lösungsmöglichkeiten zur Abhilfe werden zur Zeit diskutiert.

Trotz der zahlreichen, teilweise gravierenden Fehler muß an dieser Stelle aus Gründen der Fairnis deutlich hervorgehoben werden, daß sich die Firma Lurgi Kohle und Mineralöltechnik GmbH, 6000 Frankfurt/Main mit großem personellen und finanziellen Einsatz um die Beseitigung von Fehlern bzw. Umkonstruktion einzelner Apparate bemüht.

Aufgrund einer straffen Projektführung und einer guten kollegialen Zusammenarbeit zwischen KFA und Lurgi ist gewährleistet, daß alle entstandenen Schwierigkeiten und Störungen der KFA sofort gemeldet und mögliche Lösungsmöglichkeiten detailliert mit KFA diskutiert wurden.

Sowohl beim Heliumgebläse als auch beim Heliumerhitzer zeigt sich, daß zahlreiche Schwierigkeiten darauf zurückzuführen sind, daß Komponenten der Art "first of it's kind" - wie beiden Vertragspartnern von Anfang an bewußt - geworden sind.

Ferner zeigt sich deutlich, daß Versuchsanlagen dieser Größenordnung mit einer sehr aufwendigen Betriebs- und Versuchsinstrumentierung sowie zahlreichen zusätzlichen Sicherheitseinrichtungen und Abschaltungen sowohl von der Abwicklung als auch von der Inbetriebnahme dem Aufwand einer industriellen Großanlage mit deutlich höherem finanziellem Volumen entspricht.

Terminliche Auswirkung

Zur terminbestimmenden Komponente im Rahmen der weiteren Inbetriebnahme hat sich der Heliumerhitzer herauskristallisiert. Zur Zeit werden zwei Alternativen des Heliumerhitzerumbaus diskutiert, die unterschiedliche zeitliche Auswirkungen haben.

1. Alternative

Die durch Temperaturrisse in der Steinsäule verursachten Bypässe zu den Heizleiterstäben werden dadurch behoben, daß um die Heizleiterstäbe metallische Hüllen, die von innen zur elektrischen Isolation mit Keramikringen versehen werden, als Liner zur Anwendung kommen. Die Durchführung dieser Änderung des E-Erhitzers wird zu einem frühesten Abnahetermin der Anlage durch KFA im April/Mai 1981 führen.

2. Alternative

Unter Beibehaltung der derzeitigen Konstruktion von Steinsäule und Heizleitern wird durch konstruktive Maßnahmen sichergestellt, daß die Heizleiter nur noch von innen angeströmt werden. Durch diese Reduzierung der Kühloberfläche ist mit einer Temperaturerhöhung der Heizleiterstäbe von ca. 3o ^{o} zu rechnen. Bei Realisierung dieser Variante ist mit einer Abnahme im März/April 1981 zu rechnen.

4.2 Arbeiten zum Aufbau und zur Betriebsvorbereitung von EVA II/ ADAM II

Der Einsatz der NFE-Betriebsgruppe galt in den ersten Monaten des Jahres vor allem der Erledigung notwendiger Restmontagearbeiten um den für Ende März geplanten Beginn des Probebetriebes termingerecht aufnehmen zu können.

Zu diesen Arbeiten gehörte insbesondere der Ausbau der Helium-Mengenmeßstrecke, die sich beim ersten Eichversuch im Dezember 79 als nicht geeignet erwiesen hatte sowie der Wiedereinbau der nunmehr gegen Strömungsverluste abgedichteten und mit einer neu berechneten, vergrößerten Meßblende versehenen Meßstrecke in den Spaltreaktor (D-101). Der zweite Eichversuch konnte dann Mitte Januar bei 10, 20 und 30 bar Heliumdruck und einer Temperatur von ca. 200°C mit Erfolg und zufriedenstellenden Ergebnissen durchgeführt werden. Über das Dampferzeugersystem der Spaltanlage konnte hierbei erstmals über einen Zeitraum von vier Tagen Heizwärme, im Mittel 2,5 MW, an das Heizwerk der KFA abgegeben werden.

Der beim ersten Eichversuch festgestellte Helium-Bypass am Übergang vom Innenliner des Spaltreaktors zur oberen, zum Dampferzeuger führenden Koaxleitung, wurde im Anschluß an den zweiten Eichlauf durch Einbau eines zusätzlichen Kompensators an dieser Stelle der Koaxleitung beseitigt. Nach Einsetzen des fertig instrumentierten Reformerrohrbündels in den Spaltreaktor wurde Anfang Februar mit dem Anschweißen der zu- und abgehenden Rohrleitungen für das Prozeß- und Spaltgas an die aufgesetzte Haube begonnen und daran anschließend mit der Montage der Analysenleitungen und Thermoelementableitungen.

Aus den Erfahrungen der beiden ersten Eichversuche war eine Änderung der Rohrleitungsführung im Kühlwasseraustritt der Elektrodenkühlung des Heliumerhitzers (E-102) notwendig geworden, um mögliche Erdschlüsse über das als Elektrolyt wirkende Kühlwasser zu unterbinden. Hier wurde deshalb eine ca. 40 m lange Schleife aus druckfestem PVC-Rohr eingebaut. Diese abschließenden Montagearbeiten an der Spaltanlage zogen sich bis Mitte März hin. Unmittelbar danach begann die eigentliche Inbetriebnahmephase für

die Gesamtanlage. Bis Mitte April wurde die Spaltanlage dann bei etwa 50%iger Leistung (4,5 MW) des Heliumerhitzers mit einem Heliumdurchsatz von 3 kg/s und einer max. Heliumtemperatur von 650°C bei einem Druck von 15 bar betrieben. Das Dampferzeugersystem befand sich dabei mit 7 to Dampf/h unter voller Leistung. Nach Erreichen stationärer Verhältnisse wurde mit dem Einspeisen geringer Mengen Methan begonnen und das hierbei in den Reformerrohren erzeugte sehr H_2-reiche Spaltgas zur Entschwefelung des Reformierungs-Katalysators und der spaltgasführenden Rohrleitungen benutzt. Dem Heizwerk der KFA konnte während dieses Fahrbetriebes wieder stündlich 2,7 MW Heizwärme übergeben werden.

Der Versuchsbetrieb mußte dann zur Behebung aufgetretener Undichtigkeiten, vor allem am Methanerhitzer (E-103) und beim Speisewasservorwärmer (E-104) sowie zur Nachisolierung heißgehender Rohrleitungen und zur Durchführung erforderlicher Wartungs- und Reparaturarbeiten an einigen Kompressoren und Rohrleitungsaufhängungen für 10 Tage unterbrochen werden. Während dieser Zeit wurde auch das Auswechseln der für die H_2S-Absorption eingesetzten Zinkoxidfüllung im 1. Methanisierungsreaktor (D-201) gegen den Hochtemperatur-Katalysator vorgenommen.

Die Wärmetauscherbündel vom E-103 und E-104 wurden gezogen, gesäubert und mit neuen Flanschdichtungen versehen. Hierbei wurden erhebliche Mengen an losem, feinpulvrigem Magnetit (Fe_3O_4) und Eisensulfid (FeS) aus der Mantelseite der Tauscher entfernt. Nach den vorgenommenen chemischen Analysen zu urteilen, lag der in diesen Rückständen gebundene Schwefelanteil fast in der gleichen Größenordnung wie der Anteil, der am Zinkoxidbett absorbiert wurde.

Schwierigkeiten ergaben sich beim Einbau der Thermoelementlanzen in die Methanisierungsreaktoren; hier mußten die Fixierplatten der einzelnen Bündel erst den erhebliches Untermaß aufweisenden zentralen Führungsrohren der Katalysatorbetten angepaßt werden. Unabhängig von diesen laufenden Wartungs- und Reparaturarbeiten wurde ab Anfang Mai auch mit den Montagearbeiten zum Aufbau eines neuen Luftkühlers im Bereich des Deionatbehälters (F-601) begonnen.

Der nach dieser Abschaltpause folgende Versuchsbetrieb mußte dann kurzftistig erneut, diesmal auf Einspruch des Gewerbeaufsichtsamtes, eingestellt werden, da ein Teil der für das vorgesehene weitere Fahrprogramm erforderlichen Abnahmebescheinigungen sicherheitsrelevanter Anlagenteile und Versorgungseinrichtungen noch nicht der Aufsichtsbehörde von dem zuständigen TÜV-Sachverständigen vorgelegt worden war. Nach Beibringen dieser Unterlagen wurde dann am 7. Mai der KFA und der Fa. LURGI ein weiterer Schichtbetrieb zur Aufrechterhaltung eines vorläufigen, kontinuierlichen Versuchsbetriebes unter reduzierten Betriebsbedingungen die Genehmigung erteilt. Als reduzierte Betriebsdaten wurden 50% des Betriebsdruckes und 90% der normalen Betriebstemperatur zugelassen.

Bereits zwei Tage nach dem Wiederanfahren, am 10. Mai, konnte die Spaltanlage (EVA II) mit der Methanisierung (ADAM II) für den Prozeßkreislauf gekoppelt werden. Während des folgenden vierzehntägigen, bis auf kurzzeitige Unterbrechungen weitgehend kontinuierlichen Kreislaufbetriebes,konnten die nachstend aufgeführten, gemittelten Betriebsdaten eingehalten werden:

Leistung Heliumerhitzer (E-102):	5-6 MW
Drehzahl Heliumgebläse (G-101):	20000 - 24000 min^{-1}
Heliumdurchsatz:	3 - 3,2 kg/s
Heliumtemperatur:	780 - 850°C
Druck im Heliumsystem:	~20 bar
Dampferzeuger:	~6 t/h
Einsatzgas (CH_4) zur EVA II:	850 - 1100 m^3_N/h
Druck im Spaltgassystem:	~21 bar
T am Austritt Methanis.Reaktor (D-201):	max. 650°C
T am Austritt Methanis.Reaktor (D-202):	max. 480°C
T am Austritt Methanis.Reaktor (D-203):	~250°C
Wärmeauskoppelung an Heizwerk:	3 - 5 MW/h

Die während des Berichtszeitraumes (Jan-Juni) insgesamt an das Heizwerk abgegebene Wärmemenge betrug 2,278 GWh. Die Spaltgasanalysen ergaben dabei Werte die zwischen

H_2	CO_2	CO	CH_4	N_2	Angaben
74-76	18-18,5	4,4-5,9	1,4-1,5	0,05-0,2	in Vol.%

lagen.

Die Analysen der Produktgasumsetzungen am Austritt der einzelnen Methanisierungsreaktoren ergaben zunächst wenig brauchbare Resultate. Diese deuteten aber darauf hin, daß offenbar über den Entgaser der C-Gehalt aus dem Kreislaufsystem ständig abgereichert wurde. Durch eine zusätzliche Einspeisung von CO_2 (~0,3m^3/h) änderten sich die Analysendaten dann doch wesentlich, so daß nunmehr Werte am Austritt Spaltanlage zwischen

H_2	CO_2	CO	CH_4	N_2	
72,0-72,5	12,8-13,0	8,4-8,5	5,9-6,5	0,1-0,3	Vol.%

und am Austritt Methanisierung zwischen

CH_4	CO_2	CO	H_2	N_2	
91,6-92,3	3,2-4,1	--	4,2-4,6	0,1-0,3	Vol.%

gefunden wurden.

Diese aufgeführten Analysenergebnisse dürfen aber lediglich als Informationswerte angesehen werden, da zum einen dieser Kreislaufbetrieb im Rahmen der erlaubten reduzierten Betriebsdaten unter recht variablen Bedingungen in diesem Versuchsstadium gefahren wurde, und zum anderen die Übereinstimmung und Reproduzierbarkeit der Meßergebnisse der eingesetzten Betriebs- und Laborchromatographen zu diesem Zeitpunkt noch nicht optimalisiert war.

Aufgrund erneut auftretender Undichtigkeiten an den Flanschdichtungen des E-103 und E-104 wurde die Anlage am 24. Mai abgefahren. Hierbei wurde gleichzeitig auch ein Wiederhochfahren nach einem zweimaligen, von Hand ausgelösten "Not-Aus" erprobt. Es zeigte sich, daß solche Betriebssituationen bei entsprechender Einweisung und bei überlegtem Verhalten des Schichtpersonals gut beherrschbar sind.

Negativ dagegen waren die Auswirkungen der "Not"-Abschaltungen auf einzelne Abschnitte des Rohrleitungssystems. Hier stellten sich in erheblichem Umfang Leckagen nicht nur an Flanschdichtungen sondern auch in zwei Fällen als Folge von Materialversagen ein.

In der folgenden Abschaltpause mußte daher die Rohrleitungsfüh-

rung zwischen dem Gemischgasüberhitzer (E-113) und dem Speisewasservorwärmer (E-104) durch Einbau einer Dehnstrecke zum Auffangen von Wärmespannungen geändert werden. Das Rohrbündel vom Methanerhitzer (E-103) wurde erneut gezogen und zur Überarbeitung der Dichtflächen an der Rohrplatte in das Herstellerwerk gebracht. Auch am Spaltgasvorwärmer (E-204) wurde eine Änderung vorgenommen, um künftig Methan und Spaltgas im Gegenstrom zu führen. Ein Einbau von zusätzlichen Verdrängerrohren in die 48 Wärmetauscherrohre sollte dem Anpassen der Strömungsgeschwindigkeit an die verfahrenstechnisch notwendigen Bedingungen dienen. Außerdem mußten zwei exzentrische Rohrreduzierungen (150/80 Ø) aus W.Nr. 1.4541, die durch Spannungslängsrisse zu Leckagen geführt hatten - offenbar Fertigungsfehler -, sowohl aus der Dampf- wie auch aus der Spaltgasleitung entfernt und durch neue ersetzt werden.

Für den weiteren Versuchsbetrieb ab Mitte Juni war die Genehmigung vom TÜV zum Höherfahren des Druckes im Heliumsystem (bis 90% Betriebsdruck) erteilt worden. Eine Ausnutzung der höheren Versuchsparameter konnte bei 7,5 MW elektrischer Leistung am Heliumerhitzer, mit 900°C und 25,6 bar im Heliumsystem, nur kurzzeitig erfolgen, da bereits am 17. Juni, drei Tage nach dem Wiederanfahren, ein Leck im Dampferzeuger die vorzeitige Abschaltung der Anlage notwendig machte. Die registrierten Temperaturprofile der Heizstabmodule zeigten bei diesem letzten Versuchslauf eine starke Spreizung der Heizstabtemperaturen von innen nach außen - teilweise um 100 K, so daß sich der Verdacht auf Bypassströmungen innerhalb der Steinsäulen infolge eingetretener Spannungsrisse erhärtete, da diese Temperaturunterschiede sich als Strahlungs- und Konvektionseinflüsse nicht mehr hinreichend erklären ließen.

Zur Untersuchung der Schadensursache wurde das Rohrbündel des Dampferzeugers gezogen. Hier zeigten sich im oberen geraden Teil der Speisewasserzuleitungen an fast allen Rohren Deformationen, die offensichtlich durch aufgetretene Wärmespannungen hervorgerufen worden sind. An einem der beiden Rohre bei denen, im Gegensatz zu den übrigen, keine nennenswerte Verformung eingetreten war, konnte der Bereich einer Leckstelle lokalisiert werden. Zur weiteren Untersuchung wurde das Rohrbündel der EVT zur Verfügung gestellt.

Ebenfalls ausgebaut wurde das Heliumgebläse (G-101) um mögliche Folgeschäden, die sich nach dem Wasserdampfeinbruch in das Heliumsystem an den Lagern, der Gleitringdichtung und auf dem Turbinenlaufrad eingestellt haben konnten, aufzudecken. Das Gebläse wurde für diese Überprüfung der GHH übergeben.

Mit Ferienbeginn wurden, wie vorgesehen, ab Anfang Juli alle weiteren Arbeiten, die in den Aufgabenbereich der Betriebsgruppe fielen, vorübergehend eingestellt. Hierzu gehörte auch die weitere Untersuchung der Steinsäulen der Heizleitermodule im E-102 auf vorhandene Bypässe. Fortgeführt dagegen wurden von Fa. LURGI die Arbeiten zur Fertigstellung des neuen Luftkühlers und die Nachrüstung der Versuchsinstrumentierung.

Zur Personalsituation der Betriebsgruppe ist zu sagen, daß zum Jahresbeginn die noch offenen Planstellen durch KFA-und RBW-Mitarbeiter besetzt werden konnten. Aufgrund der Erfahrungen aus den beiden Eichversuchen mußte aber die ursprüngliche Personalbedarfsplanung, einen Fahrbetrieb mit 5 Schichten zu je 4 Mann durchzuführen, revidiert werden.

Ein zunächst eingereichter Schichtplan für einen 4 Schichtenbetrieb mit je 5 Mann wurde unter Berücksichtigung der für die KFA geltenden tarif- und arbeitsrechtlichen Vorschriften nicht genehmigt. Durch eine auf drei Monate zeitlich begrenzte Anmietung von zwei qualifizierten Fachkräften konnte die Schichtmannschaft um zwei Mann aufgestockt werden, so daß für den Probebetrieb ab Ende März durch Einsatz von zwei Springern doch ein vier Schichtenbetrieb mit fünf Mann bei einer mittleren Arbeitszeit von 40 Stunden pro Woche vorgesehen werden konnte. Unter dem Gesichtspunkt der besonderen Gegebenheiten eines Probebetriebes wurde diesem Schichtplan für einen begrenzten Zeitraum von ca. 12 Wochen die Genehmigung erteilt. Von seiten des Betriebsrats der KFA und dem Gewerbeaufsichtsamt wurde die Zustimmung zu diesem Schichtplan nur unter Vorbehalt und dem Hinweis auf zu erwartende Konsequenzen (Bußgeldverfahren) gegeben, falls z.B. in Krankheitsfällen die Bestimmungen des § 12 der AZO (arbeitsfreie Zeiten und Ruhepausen) von der Betriebs-

leitung nicht genügend berücksichtigt werden.

Für einen späteren Versuchsbetrieb an der NFE-Anlage ist davon auszugehen, daß ein Schichtplan in der Art, wie er für den Probebetrieb befristet genehmigt worden war, keine behördliche Zustimmung mehr erhält. Unter Beibehaltung der Erfordernis einer Schichtbesetzung mit fünf Mann und der Gewißheit nur für einen regulären fünf Schichtenbetrieb künftig die Genehmigung zu erhalten, ergibt sich die zwingende Notwendigkeit, bis zur Wiederaufnahme des Anfahrbetriebes im Frühjahr 1981 eine Aufstockung des Schichtpersonals von 20 auf 25 Mann vorzunehmen.

4.3 Auswertung von Versuchsdaten der Anlage EVA II/ADAM II

4.3.1 Stand der Arbeit

Wie bereits im Halbjahresbericht II/1979 erwähnt, ist das Auswerteprogramm mit Spieldaten ausgetestet und erprobt. Im Berichtszeitraum fielen die ersten Versuchsdaten an. Bei der Auswertung ergaben sich dabei die folgenden Schwierigkeiten:

1. Durch eine geänderte Verdrahtung der Kanäle des Datenerfassungsgerätes kurz vor der ersten Betriebsperiode waren Umstellungen beim Umsetzungsprogramm während dieser Periode erforderlich.

2. Wegen verspäteter Lieferung von Moduln mit speziellen Funktionen für das Datenerfassungsgerät mußten entsprechende Funktionen in das Auswerteprogramm eingebaut werden.

3. Durch Meßfehler hervorgerufene Abbrüche der Auswertungsrechnung bspw. negativer Differenzdruck bei Blenden oder negative Temperaturdifferenzen. Derartige Abbrüche sind weitmöglichst beseitigt. Jedoch liefern bei einer Auswertungsrechnung die entsprechenden Bilanzen teilweise sinnlose Resultate. Beispiel hierfür sind:
   a) Bei Dampfbetrieb des Röhrenspaltofens ergeben sich im RSO mit Ausnahme des kalten Endes prozeßgas- und heliumseitig Temperaturunterschiede die kleiner als die Meßgenauigkeit sind, so daß hier sämtliche Rechnungen hinsichtlich des Wärmeübergangsverhaltens sinnlose Werte liefern.
   b) Bei Dampfbetrieb des Röhrenspaltofens ist eine Bilanzierung der Methansynthese selbstverständlich ebenfalls sinnlos.
   c) Nach Schnellabschaltung von He-Erhitzer und Gebläsen ergeben Wärme- und Massenbilanzen sinnlose Werte.

4. Die Analysengeräte sowohl kontinuierlich als auch Batch waren nicht voll funktionsfähig, so daß die Auswertungsrechnungen mit Analysen durchgeführt wurden, die entweder stark angezweifelt werden müssen bzw. Initialisierungswerten, die vom untersuchten Betriebsbereich so stark abweichen, daß sich keine sinnvollen Werte ergeben.

5. Bei Einbau der unter 2. erwähnten Module durch die Lieferfirma, wurde das Programm zum Beschreiben des Magnetbandes zu Beginn der Betriebsperiode Mitte Juni (Test des Heliumerhitzers) gelöscht, so daß während dieser Betriebsperiode keine Werte aufgenommen wurden.

Ergänzend zu den bereits beschriebenen Teilen des Auswerteprogramms wurde im Berichtszeitraum ein Plotprogramm erstellt, um die Temperaturprofile als Funktion der Spalrohrlänge darzustellen. Dabei werden einerseits Kurven für Helium-, Prozeßgas-, Spaltrohrwand- und Pigtailtemperaturen gezeichnet, die um Ausreißer bereinigte Mittelwerte aller instrumentierten Rohre darstellen. Zusätzlich zu den Mittelwertkurven werden für jedes Rohr die jeweiligen Meßpunkte durch Symbole gekennzeichnet. Dieses Verfahren hat die folgenden Vorteile:

1. Kurven werden nicht durch einzelne Ausreißer verfälscht.
2. Systematische Abweichungen bei exponierten Rohren sind leichter festzustellen.
3. Bei besserer Kenntnis der Anlage wird es möglich sein, Ausreißer zu diminieren, die beim jetzigen Rohr noch berücksichtigt werden. Beispiel: Spaltrohrwandtemperatur $\leq$ Heliumtemperatur).

Überarbeitet wird z.Z. der Programmteil bei dem abschnittweise aus Energiebilanzen und gemessenen Temperaturdifferenzen Wärmeübergangszahlen ermittelt werden. Da hierbei einerseits bereits geringe Fehler in den Temperaturdifferenzen zu sehr großen Fehlern in den errechneten Wärmeübergangszahlen führen, andererseits aber insbesonders die Wandtemperaturen problematisch sind soll versucht werden, durch ein ähnliches Vorgehen wie beim Aufzeichnen der Temperaturkurven über bereinigte Mittelwerte zu besseren Aussagen zu kommen, die dann bei noch besserer Kenntnis der Anlage durch Verfeinerung des Rasters noch verbessert werden könnten. Diese Verfeinerung des Rasters kann jedoch erst in der nächsten Meßkampagne durchgeführt werden, da zumindest einzelne Temperaturen z.Z. wegen eines beschädigten Kabels nicht richtig erfaßt werden. Dieser Schaden wird während des Sommerstillstands beseitigt. Ein weiterer Vorteil der Auswertung bereinigter Mittelwerte ist, daß bei Ausfall einer Meßstelle in einer Ebene nicht sämtliche Meßwerte der Ebene für die Auswertung verloren sind. Der Nachteil der Methode exponierte Rohre nicht zu erfassen tritt nicht

auf, da

1. derartige Rohre bisher nicht erkennbar sind
   und
2. auf die Einzelauswertung der Rohre nicht verzichtet werden muß.

Eine weitere Problematik der Auswertung ergibt sich durch Regelschwankungen der Anlage, wobei einzelne Meßgrößen unterschiedliche Zeitkonstanten haben; bspw. reagieren Temperaturen im Spaltrohrbündel oder in der Methanisierung träge während besonders die zur Ermittlung der Durchsätze benötigten Differenzdrücke schnell schwanken. Hierfür könnte die Aufnahme mehrerer Scans in möglichst schneller Abfolge eine Verbesserung bringen, wenn nur die entsprechenden Mittelwerte ausgewertet werden.

4.3.2 Ergebnisse einiger ausgewählter Meßpunkte

Im folgenden werden für einen Meßpunkt Ergebnisse detailliert dargestellt und für zwei weitere ausgewählte Betriebszustände die Temperaturprofile der Spaltrohre dargestellt.
Vereinfachte Verfahrensfließbilder von EVA II und ADAM II mit entsprechenden Behälterbezeichnungen sind in Abb. 4.1+4.2 dargestellt.

4.3.2.1 Reduzieren des Spaltkontaktes

Bei Heliumtemperaturen von ∿ 420 °C, einem Durchsatz von 2,75 kg/s wurde der Spaltkontakt mit 0,17 kg/s Methan reduziert. Der prozeßgasseitige Druck betrug 8,4 bar. Der größte Teil der heliumseitig angebotenen Wärme wird im Dampferzeuger abgeführt. In Abb. 4.3 sind die gemittelten Temperaturprofile dargestellt. Wegen der geringen Temperaturdifferenzen schlagen Ausreißer selbstverständlich stark durch (Heliumtemperatur Ebene 6).

4.3.2.2 Betriebspunkt

Für einen Betriebspunkt (80.1009) wird eine detaillierte Darstellung der Meßwerte gegeben. Zunächst werden in einer Kurzcharakteristik die wichtigsten Daten des Meßpunktes aufgelistet. Auf weiteren Blättern werden dann die vom Meßwerterfassungssystem aufgenommenen Daten gedruckt. Es muß darauf hingewiesen

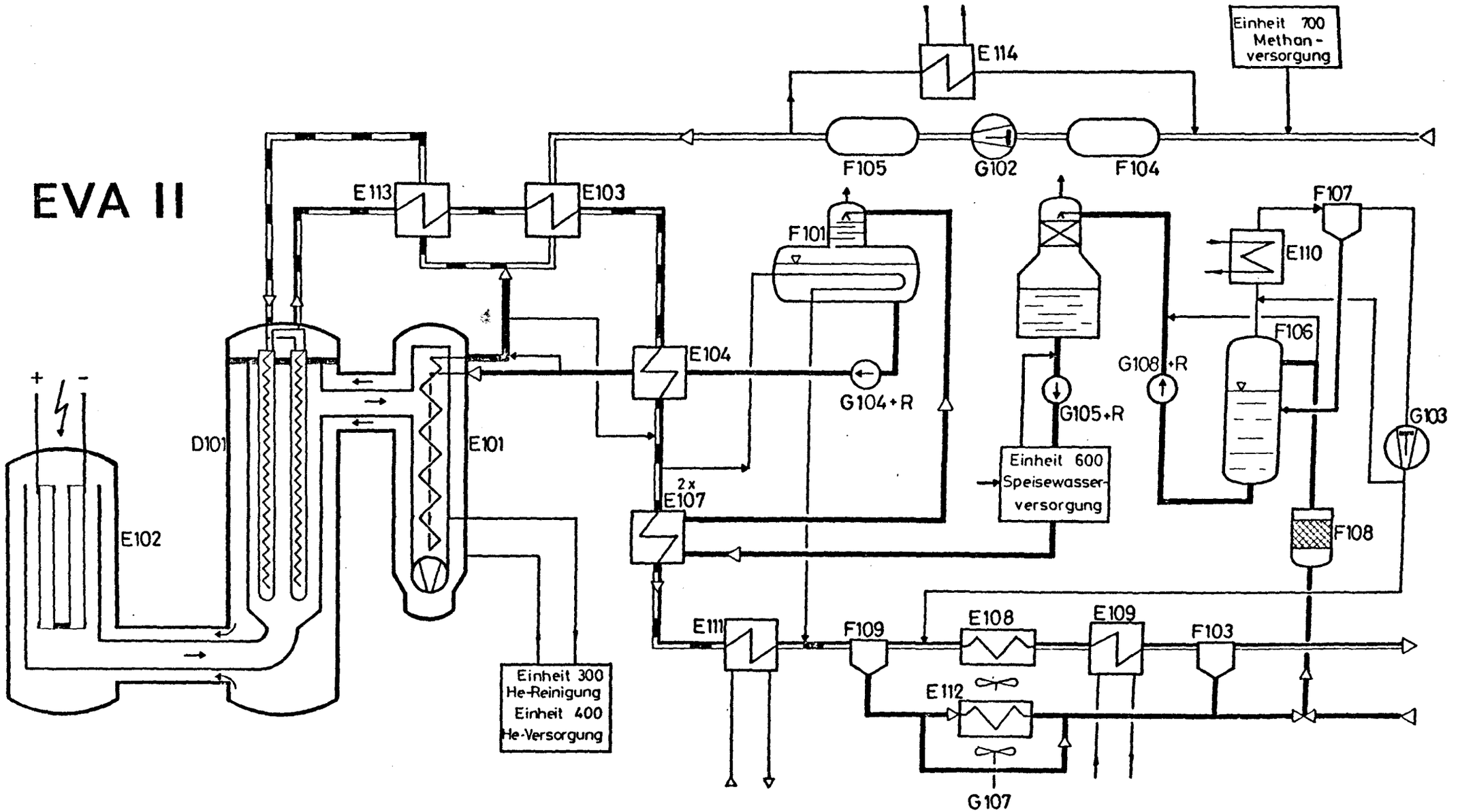


Abb. 4.1: Verfahrensfließbild der Versuchsanlage EVA II

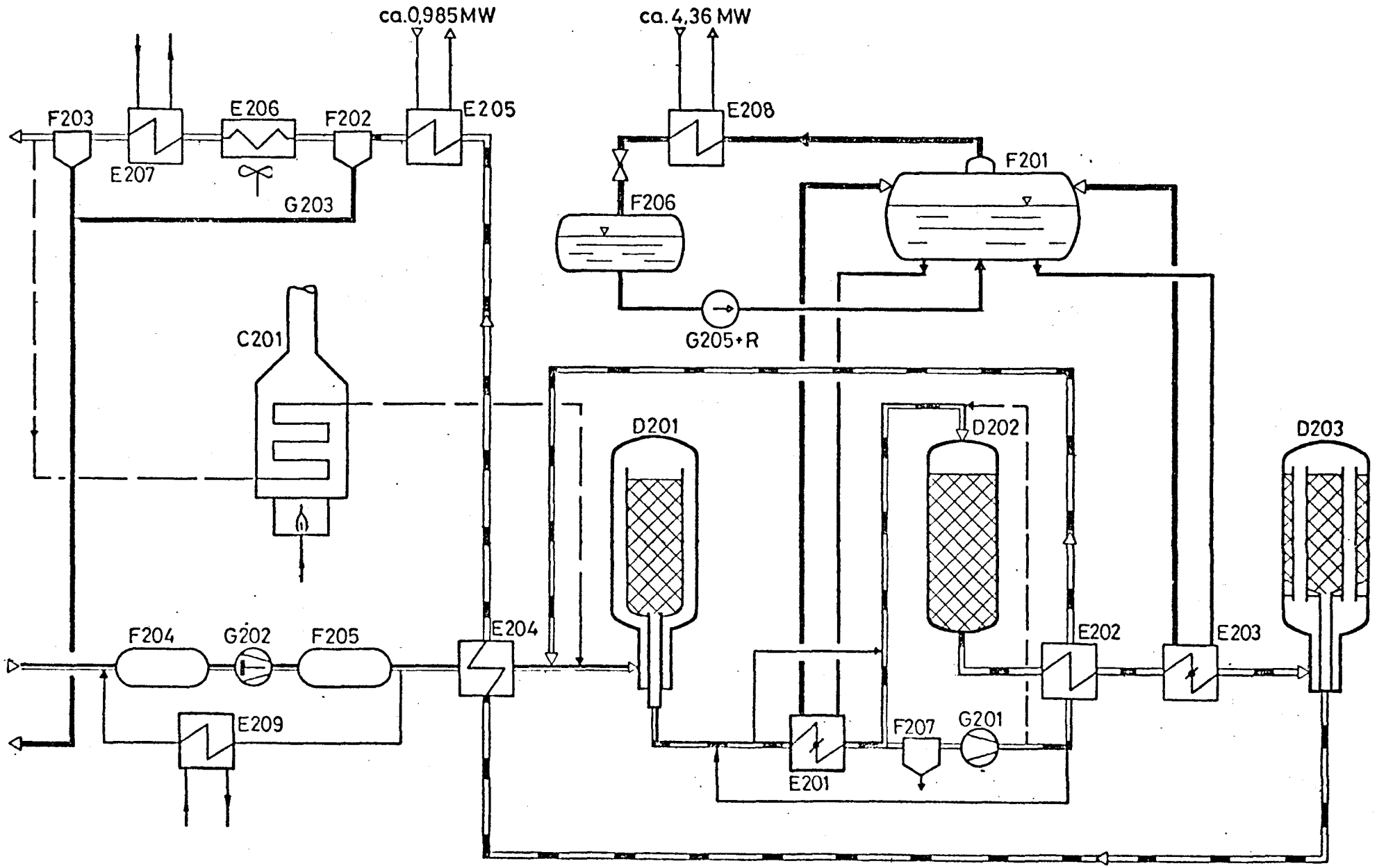


Abb.4.2: Verfahrensfließbild der Versuchsanlage ADAM II

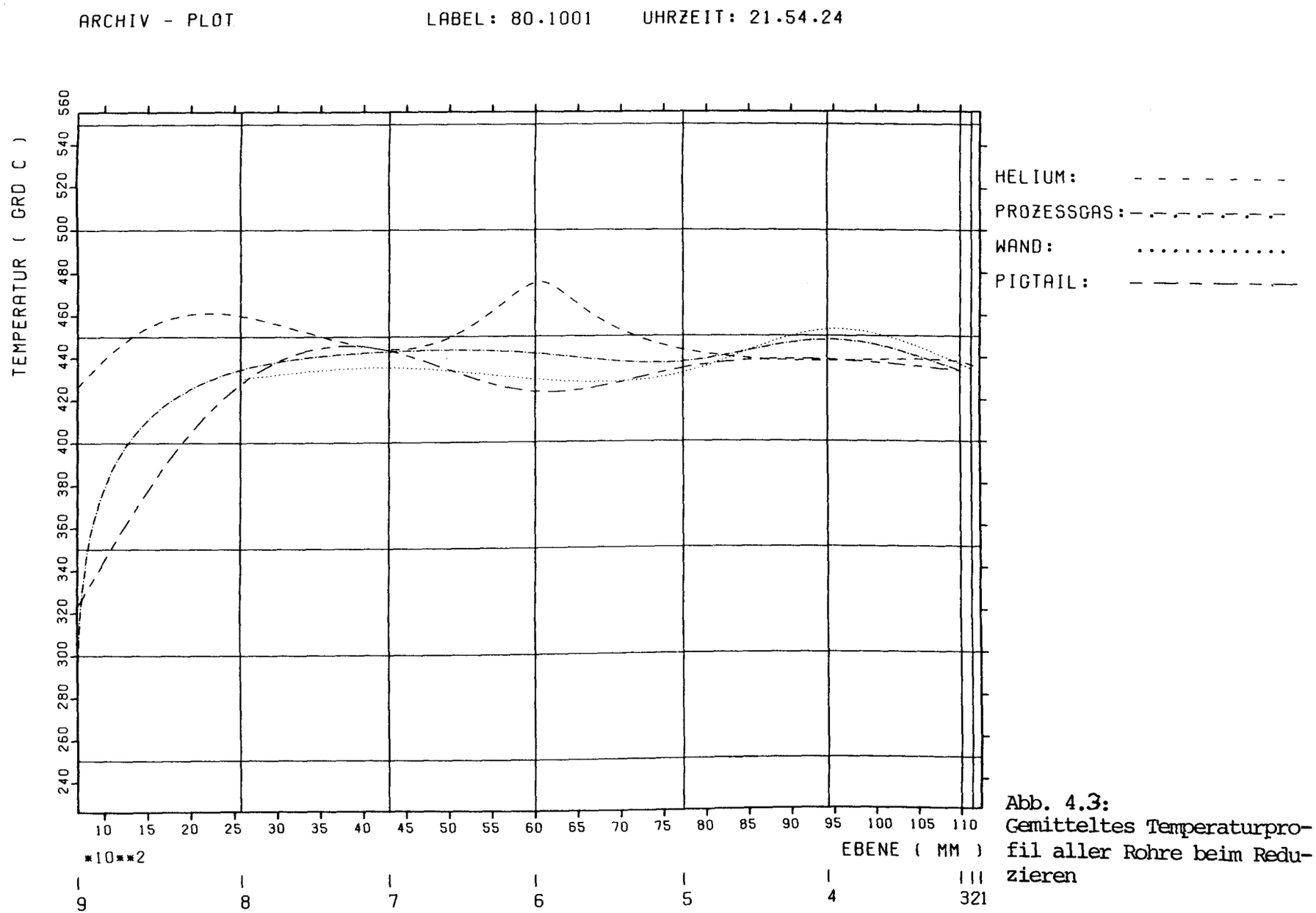


Abb. 4.3:
Gemitteltes Temperaturprofil aller Rohre beim Reduzieren

Meßpunkt	1009	1010	
Uhrzeit	9:29:11	9:33:39	
Heliummenge	3,3036	3,033	kg/s
Dampfmenge RSO	1,166	1,155	kg/s
Methanmenge	0,219	0,209	kg/s
Spaltgasmenge	0,486	0,487	kg/s
Erhitzerleistung	6220	6270	kW
Heliumtemperaturen:			
Austr. Erhitzer	887	855	°C
Austr. Koaxial-leitung	830	830	°C
Eintr. RSO	783	780	°C
Eintr. DE	609	611	°C
Eintr. Gebläse	374	375	°C
Eintr. Heizstäbe	410	410	°C
Prozeßgastemp. EB 3	780	780	°C
Austr. 1.Methan-Stufe	623	623	°C
Austr. 2.Methan-Stufe	401	401	°C
Austr. 3.Methan-Stufe	305	305	°C

Tabelle 4. 1: Mengenströme und Temperaturen bei zwei in kurzem zeitlichen Abstand aufgenommenen Meßpunkten

werden, daß die Durchsätze sich direkt auf die aus der Anlage kommenden Werte beziehen und keiner Korrektur unterworfen worden sind. Dadurch ist es möglich, mit den Daten der Schreiber zu vergleichen. Des weiteren ist zu erwähnen, daß alle mit * gekennzeichneten Daten Initialisierungswerte sind, da die Meßstellen bisher nicht vorhanden sind bzw. Analysen nicht durchgeführt wurden. Auch die bei der Einheit 100 ausgedruckten Analysen (Blatt 6 Kanal-Nr. 501-510) sind Initialisierungswerte. Das gleiche gilt für die Analysen auf Blatt 10 mit Ausnahme von Kanal 20.

Nach dem Ausdruck der Meßwerte erfolgt zunächst die Korrektur der Massenströme durch Berechnung mit einem Blenden- bzw. Düsenprogramm nach DIN, wobei die im Eichversuch festgestellte Abweichung gegenüber DIN der Düse zur Heliummengenmessung berücksichtigt wird. Anschließend erfolgt der Ausdruck der Ergebnisse für die drei Methanisierungsreaktoren, einiger ausgewählter Wärmetauscher sowie der Maschinen Einheit 200. Es schließt sich die Auswertung des Heliumkreislaufs hinsichtlich globaler Massen und Energiebilanz sowie der Einzelapparate Heliumerhitzer, Röhrenspaltofen und Dampferzeuger an. Danach werden Einzelrohre detailliert untersucht hinsichtlich Umsatz repräsentiert durch den Approach, Energiebilanz (prozeßgasseitig) für Einzelebenen und Wärmedurchgangszahlen. Die Ermittlung der Wärmeübergangszahlen bereitet wegen zahlreicher negativer bzw. sehr kleiner Temperaturdifferenzen insbesondere bei Helium- und Spaltrohrtemperatur einerseits und Prozeßgas- und Pigtailtemperatur Schwierigkeiten, so daß nur eine ganz kleine Anzahl glaubwürdige Werte darstellt und hier zunächst auf das Ausdrucken verzichtet wird.

Der ausgedruckte Versuch wurde mit einer Erhitzerleistung von 6,2 MJ/s, einem Heliumdurchsatz von 10930 kg/h (15850 kg/h lt. Betriebsinstrumentierung), einer Heliumaustrittstemperatur von 887 ^{o}C aus den Heizstäben einer Methanmengen von 1120 m_n^3/h (1451 m^3/h Betrieb) einer Prozeßdampfmenge von 4200 kg/h (4946 kg/h Betrieb), und einer Austrittstemperatur von 623 ^{o}C gefahren.

In Abb. 4.4 - 4.13 werden für die instrumentierten Rohre Helium-, Prozeßgas-, Spaltrohrwand- und Pigtailtemperaturen als Funktion der Länge aufgetragen. Die Kurven sind wie bereits erwähnt um Ausreißer bereinigte Mittelwerte. Der in den Zeichnungen auftre-

Text weiter auf Seite 212

BLATT: 1

LABEL:80.1009 TAG:145 UHRZEIT 09:29:11

KURZCHARAKTERISTIK DES VERSUCHS

		MASSEINHEIT	KANALNR.	LAUFENDE NR.
HELIUMMENGE	15849.996	KG/H	40	1
HELIUMTEMPERATUR	887.400	OC	454	9
METHAN-MENGE	1451.000	NM3/H	39	18
PROZESSDAMPFMENGE	4945.996	KG/H	41	10
AUSTR.TEMP. 1.METHANISIERUNGSREAKTOR	622.900	OC	23	34
LEISTUNG HELIUM ERHITZER	6219.996	KW	49	7

S P A L T A N L A G E (100)

ORT	MESSGERAET	P (BAR)	DELTA P (M BAR)	T (GRD C)	G	VERSCH.	BEMERKUNG,FLUID		KAN	LNR
E101	FR 102				1.5850E+04	KG/H	HELIUM	-DURCH GEBLAESE	40	1
E101	PDR 108		780.000				HELIUM	-UEBER GEBLAESE	34	2
E101	TRCAH1-COAH2 106			374.4			HELIUM	-EINTRITT GEBLAESE	36	3
E101	TR 102-5			416.1			HELIUM	-AUSTRITT GEBLAESE	456	4
E101	SICAH1L1L2-COAH2 104					23320.0	DREHZAHL	- GEBLAESE	47	5
E101	PR 107	19.18					HELIUM	-AUSTRITT GEBLAESE	33	6
E102	EI 104					6220.0	ELE. STROM	-LEISTUNG ERHITZER	49	7
E102	TR 102-2			409.8			HELIUM	-EINTRITT ERHITZER	455	8
E102	TR 111-37			887.4			HELIUM	-AUSTRITT ERHITZER	454	9
VOR SD-E113	FRCAL1-COAL2 103				4.9460E+03	KG/H	DAMPF	-TEILSTROM EINTRITT RSO	41	10
NACH SD-E101	TRCAHL 107			348.9			DAMPF	-AUSTRITT ABSPRITZUNG	37	11
NACH SD-E101	PRCAH1L-COAH2 109	29.03					DAMPF	-AUSTRITT ABSPRITZUNG	35	12
D101	TRC 103			402.6			REFORMERGAS	-EINTRITT RSO	56	13
D101	PR 103	22.40					REFORMERGAS	-EINTRITT RSO	24	14
D101	TR 102-3			500.2			SPALTGAS	-AUSTRITT RSO	48	15
D101	PR 105	22.12					SPALTGAS	-AUSTRITT RSO	25	16
VOR E-104	FFRC-COAL 104				5.8200E+00	M3/H	SPEISEWASSER	-EINTRITT VORWAERMER	42	17
NACH F105	FF RCAHL1-COAL2 101				1.4510E+03	NM3/H	METHANGAS	-EINTRITT EVA NACH KOMP	39	18
NACH F105	TR 114			-2.5			METHANGAS	-EINTRITT EVA NACH KOMP	38	19
NACH F105	PRC 102	25.89					METHANGAS	-EINTRITT EVA NACH KOMP	32	20
VOR E301	FR 301				9.3600E+02	NM3/H	EINHEIT 300	-HELIUM REINIGUNG	21	25
NACH SD E101	FR 120				0.0	KG/H	DAMPF	-TEILSTROM BYPASS RSO	631	41*
D101	TR-120-2			419.8			HELIUM	-RUECKFLUSS RSO-MANTEL	298	42
NACH E101	TE 113			355.0			DAMPF	-AUSTRITT DAMPFERZEUGER	457	44*
NACH E113	TR 121-2			428.8			REFORMERGAS	-AUSTRITT VORWAERMER	7	46
VOR E113	TR 122-2			315.4			REFORMERGAS	-EINTRITT VORWAERMER	8	47
NACH E113	TI 1104			480.0			SPALTGAS	-AUSTRITT RG-VORWAERMER	97	48*
NACH E103	TI 1107			350.0			METHANGAS	-AUSTRITT VORWAERMER	98	49*
NACH E103	TI 1105			405.0			SPALTGAS	-AUSTRITT MG-VORWAERMER	99	50*
NACH E104	TIC 108			201.5			SPEISEWASSER	-AUSTRITT SW-VORWAERMER	51	51
NACH E104	TI 1106			217.0			SPALTGAS	-AUSTRITT SW-VORWAERMER	100	52*
VOR E107	TI 1108			233.0			SPALTGAS	-EINTRITT KO-VORWAERMER	101	53*
NACH E107	TI 1109			197.5			SPALTGAS	-AUSTRITT KO-VORWAERMER	102	54*
NACH E111				163.0			SPALTGAS	-AUSTRITT HEIZWAERMETAUS	103	55*
NACH F109	TI 1110			162.0			SPALTGAS	-AUSTRITT KO-ABSCHEIDER	104	56*
NACH E108	TI 1112			50.0			SPALTGAS	-AUSTRITT LUFTKUEHLER	105	57*
NACH F103	TI 27			40.0			SPALTGAS	-AUSTRITT EVA	106	58*
NACH F101	TI 1115			0.0			SPALTGAS	-AUSTRITT HAUPTENTGASER	107	59*
NACH F103	PRC 111	20.62					SPALTGAS	-AUSTRITT EVA	60	60
VOR F101	PR 122	-24.96					SPALTGAS	-EINTRITT HAUPTENTGASER	61	61
NACH F109	FR 122				-2.4970E+01	M3/H	KONDENSAT	-1. ABSCHEIDER	62	62
NACH F103	FR 123				-2.4970E+01	M3/H	KONDENSAT	-2. ABSCHEIDER	63	63
VOR F101	FR 121				0.0	NM3/H	SPALTGAS	-EINTRITT HAUPTENTGASER	632	64*
VOR E101	TRC 105			609.5			HELIUM	-EINTRITT DAMPFERZEUGER	300	499
D101	TRC 104			811.0			HELIUM	-EINTRITT BUENDEL(EB1)	50	151
D101	PR-106	19.28					HELIUM	-AUSTR. SPALTROHRBUENDEL	52	152
D101	PR-104	19.71					HELIUM	-EINTRITT KOAXLEITUNG	53	153
D101	TI			394.6				-HAUBENTEMPERATUR	297	154
D101	TRC 104-2			783.0			HELIUM	-EINTRITT BUENDEL(EB1)	389	155

S P A L T A N L A G E (RSO)

ORT	MESSGERAET	P (BAR)	DELTA P (M BAR)	T (GRD C)	G	VERSCH.	BEMERKUNG.FLUID			KAN	LNR
D 101				648.7			HELIUM	9.EBENE	ROHR 26	387	257
D 101				445.2			PROZESSGAS	9.EBENE	ROHR 26	388	258
D 101				692.5			WAND	7.EBENE	ROHR 26	386	259
D 101				731.1			HELIUM	7.EBENE	ROHR 26	379	260
D 101				411.3			PIGTAILWAND	7.EBENE	ROHR 26	385	261
D 101				661.6			PROZESSGAS	7.EBENE	ROHR 26	380	262
D 101				766.8			WAND	5.EBENE	ROHR 26	378	263
D 101				743.5			HELIUM	5.EBENE	ROHR 26	375	264
D 101				717.0			PIGTAILWAND	5.EBENE	ROHR 26	377	265
D 101				708.2			PROZESSGAS	5.EBENE	ROHR 26	376	266
D 101				814.5			HELIUM	3.EBENE	ROHR 26	373	267
D 101	KAPUTT			395.1			PROZESSGAS	3.EBENE	ROHR 26	374	268
D 101				809.2			WAND	2.EBENE	ROHR 26	372	269
D 101				791.6			HELIUM	1.EBENE	ROHR 26	371	270
D 101	PDE-903		-1.500				DIFF.DRUCK	9.EBENE	ROHR 21	29	272
D 101			2440.810				DIFF.DRUCK	3.EBENE	ROHR 21	173	273*
D 101			4000.420				DIFF.DRUCK	9.EBENE	ROHR 20	176	276*
D 101			0.0				DIFF.DRUCK	3.EBENE	ROHR 20	177	277*
D 101			4000.600				DIFF.DRUCK	9.EBENE	ROHR 19	179	279*
D 101			2604.700				DIFF.DRUCK	3.EBENE	ROHR 19	180	280*
D 101			4000.600				DIFF.DRUCK	9.EBENE	ROHR 7	182	282*
D 101			2020.400				DIFF.DRUCK	3.EBENE	ROHR 7	183	283*
D 101			4000.680				DIFF.DRUCK	9.EBENE	ROHR 3	185	285*
D 101			2383.500				DIFF.DRUCK	3.EBENE	ROHR 3	186	286*
D 101	PDE-901		-1.500				DIFF.DRUCK	REFORMERGAS	SPALTGAS	28	161
D 101				495.0			PIGTAILWAND	9.EBENE	ROHR 21	427	289
D 101				666.6			WAND	8.EBENE	ROHR 21	426	290
D 101				690.4			HELIUM	8.EBENE	ROHR 21	424	291
D 101				611.5			PROZESSGAS	8.EBENE	ROHR 21	425	292
D 101				738.9			WAND	6.EBENE	ROHR 21	423	293
D 101				761.3			HELIUM	6.EBENE	ROHR 21	420	294
D 101				695.5			PIGTAILWAND	6.EBENE	ROHR 21	422	295
D 101				700.0			PROZESSGAS	6.EBENE	ROHR 21	421	296
D 101				798.6			WAND	4.EBENE	ROHR 21	419	297
D 101				797.6			HELIUM	4.EBENE	ROHR 21	417	298
D 101				754.5			PROZESSGAS	4.EBENE	ROHR 21	418	299
D 101				795.2			PROZESSGAS	3.EBENE	ROHR 21	412	300
D 101				473.3			PIGTAILWAND	9.EBENE	ROHR 20	411	305
D 101				666.4			WAND	8.EBENE	ROHR 20	410	306
D 101				691.8			HELIUM	8.EBENE	ROHR 20	296	307
D 101				604.0			PROZESSGAS	8.EBENE	ROHR 20	409	308
D 101				733.5			WAND	6.EBENE	ROHR 20	408	309
D 101				757.3			HELIUM	6.EBENE	ROHR 20	405	310
D 101				697.5			PIGTAILWAND	6.EBENE	ROHR 20	407	311

LABEL:80.1009 TAG:145 UHRZEIT 09:29:11

S P A L T A N L A G E (RSO)

ORT	MESSGERAET	P (BAR)	DELTA P (M BAR)	T (GRD C)	G	VERSCH.	BEMERKUNG,FLUID			KAN	LNR
D 101				693.4			PROZESSGAS	6.EBENE	ROHR 20	406	312
D 101				795.7			WAND	4.EBENE	ROHR 20	404	313
D 101				797.2			HELIUM	4.EBENE	ROHR 20	402	314
D 101				739.9			PROZESSGAS	4.EBENE	ROHR 20	403	315
D 101				793.6			PROZESSGAS	3.EBENE	ROHR 20	401	316
D 101				642.1			HELIUM	9.EBENE	ROHR 19	275	321
D 101				454.1			PIGTAILWAND	9.EBENE	ROHR 19	276	322
D 101				661.6			WAND	8.EBENE	ROHR 19	274	323
D 101				688.2			HELIUM	8.EBENE	ROHR 19	268	324
D 101				607.2			PROZESSGAS	8.EBENE	ROHR 19	273	325
D 101				718.7			WAND	6.EBENE	ROHR 19	267	326
D 101				742.7			HELIUM	6.EBENE	ROHR 19	264	327
D 101				698.5			PIGTAILWAND	6.EBENE	ROHR 19	266	328
D 101				693.7			PROZESSGAS	6.EBENE	ROHR 19	265	329
D 101				788.1			WAND	4.EBENE	ROHR 19	263	330
D 101				799.8			HELIUM	4.EBENE	ROHR 19	261	331
D 101				777.0			PROZESSGAS	4.EBENE	ROHR 19	262	332
D 101				820.3			HELIUM	3.EBENE	ROHR 19	259	333
D 101				794.5			PROZESSGAS	3.EBENE	ROHR 19	260	334
D 101				808.6			WAND	2.EBENE	ROHR 19	258	335
D 101				813.0			HELIUM	1.EBENE	ROHR 19	257	337
D 101				439.8			PROZESSGAS	9.EBENE	ROHR 14	347	340
D 101				704.3			WAND	7.EBENE	ROHR 14	346	341
D 101				725.8			HELIUM	7.EBENE	ROHR 14	343	342
D 101				665.1			PIGTAILWAND	7.EBENE	ROHR 14	345	343
D 101				655.2			PROZESSGAS	7.EBENE	ROHR 14	344	344
D 101				765.7			WAND	5.EBENE	ROHR 14	342	345
D 101				775.1			HELIUM	5.EBENE	ROHR 14	339	346
D 101				719.7			PIGTAILWAND	5.EBENE	ROHR 14	341	347
D 101				733.9			PROZESSGAS	5.EBENE	ROHR 14	340	348
D 101				777.7			PROZESSGAS	3.EBENE	ROHR 14	338	349
D 101				631.7			HELIUM	9.EBENE	ROHR 13	369	353
D 101				441.2			PROZESSGAS	9.EBENE	ROHR 13	370	354
D 101				706.8			WAND	7.EBENE	ROHR 13	364	355
D 101				714.4			HELIUM	7.EBENE	ROHR 13	361	356
D 101				664.6			PIGTAILWAND	7.EBENE	ROHR 13	363	357
D 101				648.2			PROZESSGAS	7.EBENE	ROHR 13	362	358
D 101				750.6			WAND	5.EBENE	ROHR 13	360	359
D 101				767.7			HELIUM	5.EBENE	ROHR 13	357	360
D 101				741.0			PIGTAILWAND	5.EBENE	ROHR 13	359	361
D 101				725.5			PROZESSGAS	5.EBENE	ROHR 13	358	362
D 101				815.1			HELIUM	3.EBENE	ROHR 13	355	363
D 101				778.9			PROZESSGAS	3.EBENE	ROHR 13	356	364
D 101				810.1			WAND	2.EBENE	ROHR 13	354	365
D 101				812.7			HELIUM	1.EBENE	ROHR 13	353	366

LABEL:80.1009 TAG:145 UHRZEIT 09:29:11

S P A L T A N L A G E (RSO)

ORT	MESSGERAET	P (BAR)	DELTA P (M BAR)	T (GRD C)	G	VERSCH.	BEMERKUNG.FLUID			KAN	LNR
D 101				624.4			HELIUM	9.EBENE	ROHR 7	1294	1369
D 101				455.9			PIGTAILWAND	9.EBENE	ROHR 7	1295	1370
D 101				363.9			WAND	8.EBENE	ROHR 7	1293	1371
D 101				684.5			HELIUM	8.EBENE	ROHR 7	1291	1372
D 101				612.9			PROZESSGAS	8.EBENE	ROHR 7	1292	1373
D 101				721.0			WAND	6.EBENE	ROHR 7	1290	1374
D 101				737.2			HELIUM	6.EBENE	ROHR 7	1283	1375
D 101				699.8			PIGTAILWAND	6.EBENE	ROHR 7	1289	1376
D 101				655.9			PROZESSGAS	6.EBENE	ROHR 7	1284	1377
D 101				782.7			WAND	4.EBENE	ROHR 7	1282	1378
D 101				793.8			HELIUM	4.EBENE	ROHR 7	1280	1379
D 101				718.9			PROZESSGAS	4.EBENE	ROHR 7	1281	1380
D 101				790.5			PROZESSGAS	3.EBENE	ROHR 7	1279	1381
D 101				809.5			WAND	2.EBENE	ROHR 7	1278	1382
D 101				814.1			HELIUM	1.EBENE	ROHR 7	1277	1383
D 101				437.2			PROZESSGAS	9.EBENE	ROHR 4	1337	1385
D 101				706.6			WAND	7.EBENE	ROHR 4	1332	1386
D 101				714.0			HELIUM	7.EBENE	ROHR 4	1329	1387
D 101				651.5			PIGTAILWAND	7.EBENE	ROHR 4	1331	1388
D 101				655.8			PROZESSGAS	7.EBENE	ROHR 4	1330	1389
D 101				755.8			WAND	5.EBENE	ROHR 4	1328	1390
D 101				769.9			HELIUM	5.EBENE	ROHR 4	1325	1391
D 101				733.2			PIGTAILWAND	5.EBENE	ROHR 4	1327	1392
D 101				730.6			PROZESSGAS	5.EBENE	ROHR 4	1326	1393
D 101				833.5			HELIUM	3.EBENE	ROHR 4	1323	1394
D 101				779.5			PROZESSGAS	3.EBENE	ROHR 4	1324	1395
D 101				616.1			HELIUM	9.EBENE	ROHR 3	1443	1401
D 101				470.9			PIGTAILWAND	9.EBENE	ROHR 3	1444	1402
D 101				669.4			WAND	8.EBENE	ROHR 3	1442	1403
D 101				686.0			HELIUM	8.EBENE	ROHR 3	1440	1404
D 101				601.5			PROZESSGAS	8.EBENE	ROHR 3	1441	1405
D 101				722.8			WAND	6.EBENE	ROHR 3	1439	1406
D 101				743.6			HELIUM	6.EBENE	ROHR 3	1436	1407
D 101				696.7			PIGTAILWAND	6.EBENE	ROHR 3	1438	1408
D 101				679.4			PROZESSGAS	6.EBENE	ROHR 3	1437	1409
D 101				785.9			WAND	4.EBENE	ROHR 3	1435	1410
D 101				796.5			HELIUM	4.EBENE	ROHR 3	1433	1411
D 101				765.0			PROZESSGAS	4.EBENE	ROHR 3	1434	1412
D 101				790.0			PROZESSGAS	3.EBENE	ROHR 3	1428	1413
D 101				625.2			HELIUM	9.EBENE	ROHR 1	1321	1417
D 101				435.1			PROZESSGAS	9.EBENE	ROHR 1	1322	1418
D 101				697.3			WAND	7.EBENE	ROHR 1	1316	1419
D 101				714.6			HELIUM	7.EBENE	ROHR 1	1313	1420
D 101				660.9			PIGTAILWAND	7.EBENE	ROHR 1	1315	1421

BLATT: 6

LABEL:80.1009 TAG:145 UHRZEIT 09:29:11

S P A L T A N L A G E (RSO)

ORT	MESSGERAET	P (BAR)	DELTA P (M BAR)	T (GRD C)	G	VERSCH.	BEMERKUNG.FLUID			KAN	LNR
D 101				638.41			PROZESSGAS	7.EBENE	ROHR 1	1314	1422
D 101				753.31			WAND	5.EBENE	ROHR 1	1312	1423
D 101				763.31			HELIUM	5.EBENE	ROHR 1	1309	1424
D 101				726.51			PIGTAILWAND	5.EBENE	ROHR 1	1311	1425
D 101				720.61			PROZESSGAS	5.EBENE	ROHR 1	1310	1426
D 101				824.51			HELIUM	3.EBENE	ROHR 1	1307	1427
D 101				776.01			PROZESSGAS	3.EBENE	ROHR 1	1308	1428
D 101				819.71			WAND	2.EBENE	ROHR 1	1306	1429
D 101				823.81			HELIUM	1.EBENE	ROHR 1	1305	1430

ANALYSEN (100)

ORT	MESSGERAET	ANALYSE	VOL.-%	BEMERKUNG	KANAL	LNR
	QR 101	CH4 ANALYSE	5.65000	SPALTGASANALYSE	43	21
	QR 102	CO2 ANALYSE	13.28000	SPALTGASANALYSE	44	22
	QR 103	CO ANALYSE	8.65000	SPALTGASANALYSE	45	23
	QR 104	H2 ANALYSE	72.28899	SPALTGASANALYSE	46	24
NACH D101	Q1	CH4 ANALYSE	5.65000	NACH DEM RSO D101	501	65
NACH D101	Q1	CO ANALYSE	8.65000	NACH DEM RSO D101	502	66
NACH D101	Q1	CO2 ANALYSE	13.28000	NACH DEM RSO D101	503	68
NACH D101	Q1	H2 ANALYSE	72.28998	NACH DEM RSO D101	504	67
NACH D101	Q1	N2 ANALYSE	0.13000	NACH DEM RSO D101	505	69
NACH F103	QE 110	CH4 ANALYSE	5.65000	AUSGANG EVA	506	70
NACH F103	QE 110	CO ANALYSE	8.65000	AUSGANG EVA	507	71
NACH F103	QE 110	CO2 ANALYSE	13.28000	AUSGANG EVA	508	73
NACH F103	QE 110	H2 ANALYSE	72.28998	AUSGANG EVA	509	72
NACH F103	QE 110	N2 ANALYSE	0.13000	AUSGANG EVA	510	74

KOAXLEITUNG:

	T (GRD C)	KANAL	LNR
INLINERWAND	82.700	449	156
HELIUM HEISS	830.200	450	157
AUSSENLINERWAND	418.300	451	158
RUECKFUEHRHELIUM NAHE SPALTREAKTOR	419.000	452	159
RUECKFUEHRHELIUM NAHE HELIUMERHITZER	415.700	453	160

LABEL:80.1009 TAG:145 UHRZEIT 09:29:11

ANALYSEN (1001) RSO

ORT	MESSGERAET	ANALYSE		VOL.-%	BEMERKUNG	KANAL	LNR
D-101	OE	CH4	ANALYSE	5.65000	RSO PIGTAIL ROHR 13	511	241 *
D-101	OE	CO	ANALYSE	8.65000	RSO PIGTAIL ROHR 13	512	242 *
D-101	OE	CO2	ANALYSE	13.28000	RSO PIGTAIL ROHR 13	513	243 *
D-101	OE	H2	ANALYSE	72.42000	RSO PIGTAIL ROHR 13	514	244 *
D-101	OE	N2	ANALYSE	0.0	RSO PIGTAIL ROHR 13	515	245 *
D-101	OE	CH4	ANALYSE	5.65000	RSO PIGTAIL ROHR 14	516	246 *
D-101	OE	CO	ANALYSE	8.65000	RSO PIGTAIL ROHR 14	517	247 *
D-101	OE	CO2	ANALYSE	13.28000	RSO PIGTAIL ROHR 14	518	248 *
D-101	OE	H2	ANALYSE	72.42000	RSO PIGTAIL ROHR 14	519	249 *
D-101	OE	N2	ANALYSE	0.0	RSO PIGTAIL ROHR 14	520	250 *
D-101	OE	CH4	ANALYSE	5.65000	RSO PIGTAIL ROHR 26	521	251 *
D-101	OE	CO	ANALYSE	8.65000	RSO PIGTAIL ROHR 26	522	252 *
D-101	OE	CO2	ANALYSE	13.28000	RSO PIGTAIL ROHR 26	523	253 *
D-101	OE	H2	ANALYSE	72.42000	RSO PIGTAIL ROHR 26	524	254 *
D-101	OE	N2	ANALYSE	0.0	RSO PIGTAIL ROHR 26	525	255 *
D-101	OE	CH4	ANALYSE	9.83000	RSO 5.EBENE ROHR 1	526	432 *
D-101	OE	CO	ANALYSE	5.47000	RSO 5.EBENE ROHR 1	527	433 *
D-101	OE	CO2	ANALYSE	14.66000	RSO 5.EBENE ROHR 1	528	434 *
D-101	OE	H2	ANALYSE	70.03999	RSO 5.EBENE ROHR 1	529	435 *
D-101	OE	N2	ANALYSE	0.0	RSO 5.EBENE ROHR 1	530	436 *
D-101	OE	CH4	ANALYSE	9.83000	RSO 5.EBENE ROHR 4	531	437 *
D-101	OE	CO	ANALYSE	5.47000	RSO 5.EBENE ROHR 4	532	438 *
D-101	OE	CO2	ANALYSE	14.66000	RSO 5.EBENE ROHR 4	533	439 *
D-101	OE	H2	ANALYSE	58.84399	RSO 5.EBENE ROHR 4	534	440 *
D-101	OE	N2	ANALYSE	0.0	RSO 5.EBENE ROHR 4	535	441 *
D-101	OE	CH4	ANALYSE	9.83000	RSO 5.EBENE ROHR 13	536	442 *
D-101	OE	CO	ANALYSE	5.47000	RSO 5.EBENE ROHR 13	537	443 *
D-101	OE	CO2	ANALYSE	14.66000	RSO 5.EBENE ROHR 13	538	444 *
D-101	OE	H2	ANALYSE	70.03999	RSO 5.EBENE ROHR 13	539	445 *
D-101	OE	N2	ANALYSE	0.0	RSO 5.EBENE ROHR 13	540	446 *
D-101	OE	CH4	ANALYSE	9.83000	RSO 5.EBENE ROHR 14	541	453 *
D-101	OE	CO	ANALYSE	5.47000	RSO 5.EBENE ROHR 14	542	454 *
D-101	OE	CO2	ANALYSE	14.66000	RSO 5.EBENE ROHR 14	543	455 *
D-101	OE	H2	ANALYSE	70.03999	RSO 5.EBENE ROHR 14	544	456 *
D-101	OE	N2	ANALYSE	0.0	RSO 5.EBENE ROHR 14	545	457 *
D-101	OE	CH4	ANALYSE	9.83000	RSO 5.EBENE ROHR 26	546	458 *
D-101	OE	CO	ANALYSE	5.47000	RSO 5.EBENE ROHR 26	547	459 *
D-101	OE	CO2	ANALYSE	14.66000	RSO 5.EBENE ROHR 26	548	460 *
D-101	OE	H2	ANALYSE	70.03999	RSO 5.EBENE ROHR 26	549	461 *
D-101	OE	N2	ANALYSE	0.0	RSO 5.EBENE ROHR 26	550	462 *

BLATT: 8

LABEL:80.1009 TAG:145 UHRZEIT 09:29:11

ANALYSEN (100) RSO

ORT	MESSGERAET	ANALYSE	VOL.-%	BEMERKUNG	KANAL	LNR
D-101	QE	CH4 ANALYSE	18.41000	RSO 7.EBENE ROHR 1	551	464 *
D-101	QE	CO ANALYSE	2.86000	RSO 7.EBENE ROHR 1	552	465 *
D-101	QE	CO2 ANALYSE	15.25000	RSO 7.EBENE ROHR 1	553	466 *
D-101	QE	H2 ANALYSE	63.48000	RSO 7.EBENE ROHR 1	554	447 *
D-101	QE	N2 ANALYSE	0.0	RSO 7.EBENE ROHR 1	555	468 *
D-101	QE	CH4 ANALYSE	18.41000	RSO 7.EBENE ROHR 4	556	469 *
D-101	QE	CO ANALYSE	2.86000	RSO 7.EBENE ROHR 4	557	470 *
D-101	QE	CO2 ANALYSE	15.25000	RSO 7.EBENE ROHR 4	558	471 *
D-101	QE	H2 ANALYSE	63.48000	RSO 7.EBENE ROHR 4	559	472 *
D-101	QE	N2 ANALYSE	0.0	RSO 7.EBENE ROHR 4	560	473 *
D-101	QE	CH4 ANALYSE	18.41000	RSO 7.EBENE ROHR 13	561	474 *
D-101	QE	CO ANALYSE	2.86000	RSO 7.EBENE ROHR 13	562	475 *
D-101	QE	CO2 ANALYSE	15.25000	RSO 7.EBENE ROHR 13	563	476 *
D-101	QE	H2 ANALYSE	63.48000	RSO 7.EBENE ROHR 13	564	477 *
D-101	QE	N2 ANALYSE	0.0	RSO 7.EBENE ROHR 13	565	478 *
D-101	QE	CH4 ANALYSE	18.41000	RSO 7.EBENE ROHR 14	566	479 *
D-101	QE	CO ANALYSE	2.86000	RSO 7.EBENE ROHR 14	567	480 *
D-101	QE	CO2 ANALYSE	15.25000	RSO 7.EBENE ROHR 14	568	481 *
D-101	QE	H2 ANALYSE	63.48000	RSO 7.EBENE ROHR 14	569	482 *
D-101	QE	N2 ANALYSE	0.0	RSO 7.EBENE ROHR 14	570	483 *
D-101	QE	CH4 ANALYSE	18.41000	RSO 7.EBENE ROHR 26	571	484 *
D-101	QE	CO ANALYSE	2.86000	RSO 7.EBENE ROHR 26	572	485 *
D-101	QE	CO2 ANALYSE	15.25000	RSO 7.EBENE ROHR 26	573	486 *
D-101	QE	H2 ANALYSE	63.48000	RSO 7.EBENE ROHR 26	574	487 *
D-101	QE	N2 ANALYSE	0.0	RSO 7.EBENE ROHR 26	575	488 *
D-101	QE	CH4 ANALYSE	5.65000	RSO PIGTAIL ROHR 1	576	489 *
D-101	QE	CO ANALYSE	8.65000	RSO PIGTAIL ROHR 1	577	490 *
D-101	QE	CO2 ANALYSE	13.28000	RSO PIGTAIL ROHR 1	578	491 *
D-101	QE	H2 ANALYSE	72.42000	RSO PIGTAIL ROHR 1	579	492 *
D-101	QE	N2 ANALYSE	0.0	RSO PIGTAIL ROHR 1	580	493 *
D-101	QE	CH4 ANALYSE	5.65000	RSO PIGTAIL ROHR 4	581	494 *
D-101	QE	CO ANALYSE	8.65000	RSO PIGTAIL ROHR 4	582	495 *
D-101	QE	CO2 ANALYSE	13.28000	RSO PIGTAIL ROHR 4	583	496 *
D-101	QE	H2 ANALYSE	72.42000	RSO PIGTAIL ROHR 4	584	497 *
D-101	QE	N2 ANALYSE	0.0	RSO PIGTAIL ROHR 4	585	498 *

LABEL:80.1009 TAG:145 UHRZEIT 09:29:11

M E T H A N I S I E R U N G (200)

ORT	MESSGERAET	P (BAR)	DELTA P (M BAR)	T (GRD C)	G	VERSCH.	BEMERKUNG.FLUID	KAN	LNR
HINTER F-205(G202)	FR 201				4.9800E+03	NM3/H	SPALTGAS -EINTRITT ADAM NACH KOMP	16	26
HINTER F-205(G202)	TR 202-1			28.8			SPALTGAS -EITNRITT ADAM NACH KOMP	3	28
HINTER F-205(G202)	PRC 201	23.27					SPALTGAS -EINTRITT ADAM NACH KOMP	17	29
HINTER G201	FFRCAL 202				6.8900E+03	NM3/H	GAS VON R1 -AUSTRITT KOMPRESSOR	18	30
HINTER G201	TR 203-1			290.0			GAS VON R1 -AUSTRITT KOMPRESSOR	606	31*
HINTER G201	PR 211	23.29					GAS VON R1 -AUSTRITT KOMPRESSOR	19	32
D201	TRC 204			268.3			GASMISCHUNG -EINTRITT 1. REAKTOR	31	33
D201	TRCAH1-COAH2 210			622.9			GAS VON R1 -AUSTRITT 1. REAKTOR	23	34
D202	TR 202-3			279.3			GAS VON R1 -EINTRITT 2. REAKTOR	5	35
D202	TRAH 202-4			400.6			GAS VON R2 -AUSTRITT 2. REAKTOR	30	36
D203	TRC 206			244.4			GAS VON R2 -EINTRITT 3. REAKTOR	22	37
D203	TR 202-2			305.3			GAS VON R3 -AUSTRITT 3. REAKTOR	4	38
HINTER E-204	TI 2212			260.0			SPALTGAS -AUSTRITT SG-VORWAERMER	607	80*
VOR E205	TI 2203			196.0			GAS VON R3 -AUSTRITT SG-VORWAERMER	608	81*
VOR E201				650.0			GAS VON R1 -EINTRITT DAMPFERZEUGER	609	82*
VOR F207	TICAH1L1-COAH2L2 205			281.8			GAS VON R1 -EINTRITT KO-ABSCHEIDER	58	83
UEBER D201	PDI 202		500.000				GASE -UEBER 1. REAKTOR	611	84*
D201	TI 1			299.9			KAT. BETT -1. EBENE 1. REAKTOR	65	85
D201	TI 2			630.2			KAT. BETT -2. EBENE 1. REAKTOR	66	86
D201	TI 3			630.8			KAT. BETT -3. EBENE 1. REAKTOR	67	87
D201	TI 4			630.1			KAT. BETT -4. EBENE 1. REAKTOR	68	88
D201	TI 5			630.3			KAT. BETT -5. EBENE 1. REAKTOR	69	89
D201	TI 6			631.2			KAT. BETT -6. EBENE 1. REAKTOR	70	90
UEBER G201	PDI 210		1230.000				GAS VON R1 -UEBER KOMPRESSOR	59	91
HINTER E202	TI 2215			324.0			GAS VON R1 -AUSTRITT RY-VORWAERMER	613	93*
HINTER E202	TR-221-2			330.1			GAS VON R1 -AUSTRITT RY-VORWAERMER	10	94
VOR E203	TI 2216			417.0			GAS VON R2 -EINTRITT DAMPFERZEUGER	615	95*
D202	TI 7			300.2			KAT. BETT -1. EBENE 2. REAKTOR	71	96
D202	TI 8			483.0			KAT. BETT -2. EBENE 2. REAKTOR	72	97
D202	TI 9			482.9			KAT. BETT -3. EBENE 2. REAKTOR	73	98
D202	TI 10			450.0			KAT. BETT -4. EBENE 2. REAKTOR	74	99*
D202	TI 11			450.0			KAT. BETT -5. EBENE 2. REAKTOR	75	100*
D202	TI 12			481.0			KAT. BETT -6. EBENE 2. REAKTOR	76	101*
UEBER D203	PDI 204		800.000				GASE -UEBER 3. REAKTOR	616	102*
D203	TI 13			243.0			GAS VON R2 -1. EBENE 3. REAKTOR	77	103*
D203	TI 14			245.0			GAS VON R2 -2. EBENE 3. REAKTOR	79	104*
D203	TI 15			247.0			GAS VON R2 -3. EBENE 3. REAKTOR	81	105*
D203	TI 16			249.0			GAS VON R2 -4. EBENE 3. REAKTOR	82	106*
D203	TI 17			251.0			GAS VON R2 -5. EBENE 3. REAKTOR	83	107*
D203	TI 18			367.7			GAS VON R2 - . EBENE 3. REAKTOR	1	108
D203	TI 19			397.9			KAT. BETT - . EBENE 3. REAKTOR	2	109
D203	TI 20			264.0			KAT. BETT -2. EBENE 3. REAKTOR	78	110*
D203	TI 21			275.0			KAT. BETT -3. EBENE 3. REAKTOR	84	111*
D203	TI 22			286.0			KAT. BETT -4. EBENE 3. REAKTOR	85	112*
D203	TI 23			297.0			KAT. BETT -5. EBENE 3. REAKTOR	86	113*
D203	TI 24			312.0			KAT. BETT -6. EBENE 3. REAKTOR	87	114*
HINTER F201	TI 25			207.0			DAMPF -EINTRITT DA-KONDENSATOR	108	115*
HINTER E208	TRC 208			141.2			HEIZWASSER -AUSTRITT DA-KONDENSATOR	55	116

M E T H A N I S I E R U N G (200)

ORT	MESSGERAET	P (BAR)	DELTA P (M BAR)	T (GRD C)	G	VERSCH.	BEMERKUNG.FLUID	KAN	LNR
HINTER F201	FIQ 210				2.2180E+02	KG/H	DAMPF -AUSTRITT DAMPFTROMMEL	54	117
HINTER F201	PIC 207	18.00					DAMPF -EINTRITT DA-KONDENSATOR	618	118*
VOR E208	TR 203-2			109.4			HEIZWASSER -EINTRITT DA-KONDENSATOR	619	119*
HINTER F206	TI 2207			150.0			SPEISEWASSER-AUSTRITT DRUCKVORLAGE	620	120*
HINTER E205	TI 2204			105.0			GAS VON R3 -AUSTRITT HEIZWAERMETAUS	621	121*
HINTER E205	TI 2213			92.0			HEIZWASSER -AUSTRITT HEIZWAERMETAUS	622	122*
VOR E203	TR 202-6			85.0			HEIZWASSER -EINTRITT HEIZWAERMETAUS	623	123*
VOR E205	FR 212				1.2472E+02	M3/H	HEIZWASSER -ADAM	624	124*
HINTER F202					0.0	M3/H	KONDENSAT -1. ABSCHEIDER	625	125*
HINTER E206	TI 2205			50.0			GAS VON R3 -AUSTRITT LUFTKUEHLER	626	126*
HINTER F203					0.0	M3/H	KONDENSAT -2. ABSCHEIDER	627	127*
HINTER F203	TR 202-5			40.0			GAS VON R3 -AUSTRITT ADAM	628	128*
HINTER F203	PI 208	20.92					GAS VON R3 -AUSTRITT ADAM	57	129
UEBER D202	PDI 203		500.000				GASE -UEBER 2. REAKTOR	630	150*

ANALYSEN (200)

ORT	MESSGERAET	ANALYSE		VOL.-%	BEMERKUNG	KANAL	LNR
	QR 201	H	ANALYSE	4.98000	AUSGANG ADAM	20	27
VOR D201	QI	CH4	ANALYSE	27.75998	VOR REAKTOR 1	586	130
VOR D201	QI	CO	ANALYSE	5.86000	VOR REAKTOR 1	587	131
VOR D201	QI	CO2	ANALYSE	11.95000	VOR REAKTOR 1	588	133
VOR D201	QI	H2	ANALYSE	54.12999	VOR REAKTOR 1	589	132
VOR D201	QI	N2	ANALYSE	0.21000	VOR REAKTOR 1	590	134
VOR D202	QE 202	CH4	ANALYSE	43.60999	VOR REAKTOR 2	591	135
VOR D202	QE 202	CO	ANALYSE	4.08000	VOR REAKTOR 2	592	136
VOR D202	QE 202	CO2	ANALYSE	10.84000	VOR REAKTOR 2	593	138
VOR D202	QE 202	H2	ANALYSE	41.20000	VOR REAKTOR 2	594	137
VOR D202	QE 202	N2	ANALYSE	0.28000	VOR REAKTOR 2	595	139
VOR D203	QE 204/208	CH4	ANALYSE	79.54999	VOR REAKTOR 3	596	140
VOR D203	QE 204/208	CO	ANALYSE	0.08500	VOR REAKTOR 3	597	141
VOR D203	QE 204/208	CO2	ANALYSE	8.26000	VOR REAKTOR 3	598	143
VOR D203	QE 204/208	H2	ANALYSE	11.70000	VOR REAKTOR 3	599	142
VOR D203	QE 204/208	N2	ANALYSE	0.40500	VOR REAKTOR 3	600	144
NACH D203	QE 211	CH4	ANALYSE	89.50998	NACH REAKTOR 3	601	145
NACH D203	QE 211	CO	ANALYSE	0.0	NACH REAKTOR 3	602	146
NACH D203	QE 211	CO2	ANALYSE	5.28000	NACH REAKTOR 3	603	148
NACH D203	QE 211	H2	ANALYSE	4.98000	NACH REAKTOR 3	604	147
NACH D203	QE 211	N2	ANALYSE	0.22000	NACH REAKTOR 3	605	149

```
 FOLGENDE MESSWERTE HABEN EIN NEGATIVES VORZEICHEN
 UND WERDEN IM PROGRAMM DURCH VORGABEWERTE ERSETZT

MESSNR.  LNR.          MESSWERT       VORGABEWERT


T(49)     19             -2.52          60.00

T(64)     59              0.0          160.00

ACHTUNG FEHLER IN FOLGENDER DRUCKSTUFUNG :
 23.27> 23.29> 20.92< 25.89> 22.40> 22.12> 20.62< 23.27

SUMME DER GASANALYSE NR. 2 IST UNGLEICH  1


DAMPFDRUCK            GEMESSEN    BAR   =      18.00
                      BENUTZT     BAR   =      17.90

WARNUNG S. BLENDE
EXPANSIONSZAHL EPSWER Z.T. GESCHAETZT, CAPPA .LT. 1.20
EPSWER = 0.999989

WARNUNG S. DUESE
EXPANSIONSZAHL EPSWER Z.T. GESCHAETZT, CAPPA .GT. 1.66

WARNUNG S. BLENDE
EXPANSIONSZAHL EPSWER Z.T. GESCHAETZT, CAPPA .GT. 1.66
EPSWER = 0.999359


MASSENSTROMVERGLEICH

MESSWERT NACH DATENERFASSUNG          MESSWERT NACH DIN                BEMERKUNG

GMES( 1) =  0.641866                  G( 1) =  0.486458   KG/S         SPALTGAS    -EINTRITT ADAM NACH KOMP.
GMES( 2) =  1.276562                  G( 2) =  0.927043   KG/S         GAS VON R1  -AUSTRITT KOMP.
GMES( 3) =  0.0                       G( 3) =  0.0        KG/S         KONDENSAT   -1. ABSCHEIDER F202
GMES( 4) =  0.0                       G( 4) =  0.0        KG/S         KONDENSAT   -2. ABSCHEIDER F203
GMES( 5) =  0.061611                  G( 5) =  0.066328   KG/S         DAMPF       -AUSTRITT DAMPFTROMMEL

GMES( 6) = 33.570267                  G( 6) = 33.511429   KG/S         HEIZWASSER  -ADAM
GMES( 7) =  0.283281                  G( 7) =  0.218949   KG/S         METHANGAS   -EINTRITT EVA NACH KOMP.
GMES( 8) =  1.548281                  G( 8) =  1.530208   KG/S         SPEISEWASSER-EINTRITT VORWAERMER
GMES( 9) =  1.373887                  G( 9) =  1.166305   KG/S         DAMPF       -TEILSTROM EINTRITT RSO
GMES(10) =  0.0                       G(10) =  0.0        KG/S         DAMPF       -TEILSTROM BYPASS

GMES(11) =  0.0                       G(11) =  0.0        KG/S         SPALTGAS    -EINTRITT HAUPTENTGASER
GMES(12) = *********                  G(12) =  0.0        KG/S         KONDENSAT   -1. ABSCHEIDER F109
GMES(13) = *********                  G(13) =  0.0        KG/S         KONDENSAT   -2. ABSCHEIDER F103
GMES(14) =  4.402775                  G(14) =  3.035864   KG/S         HELIUM      -DURCH GEBLAESE
GMES(15) =  0.046410                  G(15) =  0.030884   KG/S         HELIUM      -REINIGUNG

ITERATIONSANZAHL BEI TCO2 .GT. 30


BERECHNUNG DES REAKTORS (1) ABGESCHLOSSEN

BERECHNUNG DES REAKTORS (2) ABGESCHLOSSEN

FEHLERMELDUNG (S.IDREAK) J>30
DHS =      -0.02     HSEKB(N) =  -9095.21
ITERATIONSANZAHL BEI TCO2 .GT. 30


BERECHNUNG DES REAKTORS (3) ABGESCHLOSSEN

FEHLERMELDUNG (S.WTAUS) - TEAB(13) -
LETZTER WERT VON T2 =  162.00
DHS =      -0.63     HMIX7 =  -7827.91
```

GASANALYSEN (MOLANTEILE) :

MESSORT :		EINGANG ADAM	EINGANG R 1	EINGANG R 2	EINGANG R 3	AUSGANG R 3	AUSGANG ADAM	EINGANG RSO	AUSGANG RSO
	H2O	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
	CH4	0.0565	0.2776	0.4361	0.7955	0.8951	0.8951	0.8951	0.0565
TROCKENGAS -	CO	0.0865	0.0586	0.0408	0.0008	0.0000	0.0000	0.0000	0.0865
ZUSAMMENSETZUNG :	CO2	0.1328	0.1195	0.1084	0.0826	0.0528	0.0528	0.0528	0.1328
	H2	0.7229	0.5413	0.4120	0.1170	0.0498	0.0498	0.0498	0.7229
	N2	0.0013	0.0021	0.0028	0.0040	0.0022	0.0022	0.0022	0.0013
VERHAELTNIS	N:C	0.009427	0.009217	0.009568	0.009216	0.004642	0.004642	0.004642	0.009427
	H2O	0.0036	0.2250	0.3321	0.4917	0.5268	0.0035	0.8334	0.5296
	CH4	0.0563	0.2153	0.2913	0.4043	0.4236	0.8919	0.1491	0.0266
FEUCHTGAS -	CO	0.0862	0.0455	0.0272	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000	0.0407
ZUSAMMENSETZUNG :	CO2	0.1323	0.0927	0.0724	0.0420	0.0250	0.0526	0.0088	0.0625
	H2	0.7203	0.4199	0.2752	0.0595	0.0236	0.0496	0.0083	0.3401
	N2	0.0013	0.0016	0.0019	0.0021	0.0010	0.0022	0.0004	0.0006
VERHAELTNIS	C	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
	H	6.0877	6.0852	6.0872	6.0879	6.2311	3.8897	14.4388	14.2252
	O	1.2897	1.2895	1.2896	1.2897	1.2858	0.1151	5.3897	5.3584
MITTLERES MOLEKULARGEWICHT	KG/KMOL	10.6941	13.7531	15.2118	17.3830	17.4632	16.8503	17.8214	14.5593

ORT				REAKTOR D-201	REAKTOR D-202	REAKTOR D-203
TEMPERATUR		EINGANG REAKTOR	GRD.CELSIUS	268.30	279.30	244.40
TEMPERATUR	1. EBENE	EINGANG KAT.BETT	GRD.CELSIUS	299.90	300.20	243.00 397.90
TEMPERATUR	2. EBENE	KAT.BETT	GRD.CELSIUS	630.20	483.00	245.00 264.00
TEMPERATUR	3. EBENE	KAT.BETT	GRD.CELSIUS	630.80	482.90	247.00 275.00
TEMPERATUR	4. EBENE	KAT.BETT	GRD.CELSIUS	630.10	450.00	249.00 286.00
TEMPERATUR	5. EBENE	KAT.BETT	GRD.CELSIUS	630.30	450.00	251.00 297.00
TEMPERATUR	6. EBENE	AUSGANG KAT.BETT	GRD.CELSIUS	631.20	481.00	367.70 312.00
TEMPERATUR		AUSGANG REAKTOR	GRD.CELSIUS	622.90	400.60	305.30
DRUCK		EINGANG REAKTOR	BAR	22.89	22.15	21.67
DRUCK		AUSGANG REAKTOR	BAR	22.39	21.65	20.87
MASSENSTROM		DURCH REAKTOR	KG/S	1.4135	0.4865	0.4865
VOLUMENSTROM		EINGANG REAKTOR	M**3/S	2.3036	0.7168	0.6272
(I.N.)		AUSGANG REAKTOR	M**3/S	2.0827	0.6272	0.6244
VERHAELTNIS	C:H:O	EINGANG REAKTOR	---	1.0 : 6.08525 : 1.28950	1.0 : 6.08723 : 1.28964	1.0 : 6.08793 : 1.28966

GASANALYSE REAL	AUSGANG REAKTOR	MOLANTEILE	FEUCHT	TROCKEN	FEUCHT	TROCKEN	FEUCHT	TROCKEN
H2O			0.3321	0.0	0.4917	0.0	0.5268	0.0
CH4			0.2913	0.4361	0.4043	0.7955	0.4236	0.8951
CO			0.0272	0.0408	0.0004	0.0008	0.0000	0.0000
CO2			0.0724	0.1084	0.0420	0.0826	0.0250	0.0528
H2			0.2752	0.4120	0.0595	0.1170	0.0236	0.0498
N2			0.0019	0.0028	0.0021	0.0040	0.0010	0.0022
MOLMASSE		KG/KMOL	15.21183		17.38303		17.46315	

GASANALYSE IDEAL	AUSGANG REAKTOR	MOLANTEILE	FEUCHT	TROCKEN	FEUCHT	TROCKEN	FEUCHT	TROCKEN
H2O			0.3640	0.0	0.4377	0.0	0.5286	0.0
CH4			0.3161	0.4970	0.3694	0.6570	0.4269	0.9057
CO			0.0184	0.0290	0.0039	0.0070	0.0000	0.0000
CO2			0.0688	0.1081	0.0562	0.0999	0.0310	0.0657
H2			0.2308	0.3630	0.1308	0.2325	0.0114	0.0241
N2			0.0019	0.0029	0.0021	0.0037	0.0021	0.0045
MOLMASSE		KG/KMOL	15.68968		16.71481		17.81763	

GASANALYSE EQUAL	AUSGANG REAKTOR	MOLANTEILE	FEUCHT	TROCKEN	FEUCHT	TROCKEN	FEUCHT	TROCKEN
H2O			0.3528	0.0	0.4637	0.0	0.5258	0.0
CH4			0.3069	0.4743	0.3865	0.7207	0.4252	0.8968
CO			0.0221	0.0341	0.0018	0.0033	0.0000	0.0001
CO2			0.0696	0.1076	0.0497	0.0926	0.0318	0.0671
H2			0.2467	0.3812	0.0963	0.1796	0.0149	0.0315
N2			0.0019	0.0029	0.0021	0.0038	0.0022	0.0045
MOLMASSE		KG/KMOL	15.51246		17.04175		17.78659	

WAERMEVERLUST	DES REAKTORS	KJ/S	439.70	-242.39	5.01
DIFF.ENTHALPIE	REAL	KJ/S	1400.87	149.74	73.34
DIFF.ENTHALPIE	IDEAL	KJ/S	1254.00	287.64	61.20
VERHAELTNIS	DH REAL / DH IDEAL	---	1.117	0.521	1.198
TEMPERATUR	IDEAL AUSGANG REAKTOR	GRD.CELSIUS	618.08	521.61	294.75
APPROACH		GRD.			
CH4			21.48	-54.49	14.97
CO			15.89	-64.98	-62.00
CO2			29.25	-53.65	-312.00
VOLUMENSSTROM	(I.N) AUSGANG REAKTOR	M**3/S			
REAL			2.0827	0.6272	0.6244
IDEAL			2.0193	0.6523	0.6119
EQUAL			2.0423	0.6398	0.6130
REL.UMSATZ	REAL EINGANG REAKTOR	%			
CH4			-34.73	-62.79	-40.83
CO			15.07	26.97	1.01
CO2			19.72	35.78	40.34
REL.UMSATZ	IDEAL EINGANG REAKTOR	%			
CH4			-44.67	-45.12	-28.75
CO			21.20	23.77	0.98
CO2			23.47	21.35	27.77
REL.UMSATZ	EQUAL EINGANG REAKTOR	%			
CH4			-41.11	-53.94	-26.59
CO			18.73	25.75	0.96
CO2			22.43	28.17	25.70
REL.UMSATZ	EINGANG ADAM	%			
CH4			-67.94	-88.07	-92.94
CO			30.68	39.32	39.44
CO2			37.27	48.74	53.55
ABS.UMSATZ	EINGANG REAKTOR	MOL/S/M**3			
CH4			-2.68	-4.00	-1.20
CO			1.16	1.72	0.03
CO2			1.52	2.28	1.18

RAUM - GESCHWINDIGKEIT	TROCKEN	EINGANG KAT.BETT	1/S	0.9703	0.9581	0.7887
	FEUCHT	EINGANG KAT.BETT	1/S	1.2520	1.4344	1.5518
GAS - GESCHWINDIGKEIT	FEUCHT	EINGANG KAT.BETT	M/S	0.4842	0.4070	0.6043
	FEUCHT	AUSGANG KAT.BETT	M/S	0.7063	0.4793	0.7081
QUERSCHNITT - BELASTUNG	TROCKEN	EINGANG KAT.BETT	KMOL/S/M**2	0.140	0.084	0.079
	FEUCHT	EINGANG KAT.BETT	KMOL/S/M**2	0.233	0.189	0.305
DYN.VISKOSITAET		EINGANG KAT.BETT	KG/M/S	0.220E-04	0.213E-04	0.186E-04
		EINGANG KAT.BETT	KG/M/S	0.313E-04	0.262E-04	0.206E-04
DICHTE		EINGANG KAT.BETT	KG/M**3	6.5924	7.0972	8.9976
		AUSGANG KAT.BETT	KG/M**3	4.5150	6.0261	7.6166
PRANDTL - ZAHL		EINGANG KAT.BETT	---	0.50	0.57	0.73
		AUSGANG KAT.BETT	---	0.60	0.72	0.76
REYNOLDS - ZAHL		EINGANG KAT.BETT	---	108829.25	62799.32	99938.62
		AUSGANG KAT.BETT	---	76358.37	51095.55	89302.37

REYNOLDSZAHLEN INNERHALB DER KATALYSATORSCHUETTUNG

REYNOLDS - ZAHL		EINGANG KAT.BETT	---	137107.62	79117.12	125906.87
		AUSGANG KAT.BETT	---	96199.50	64372.24	112506.81

REYNOLDSZAHLEN AM KATALYSATORKORN

REYNOLDS - ZAHL		EINGANG KAT.BETT	---	1451.06	1353.43	2924.75
		AUSGANG KAT.BETT	---	1018.11	1101.20	2613.48

RUSSBEREICHE			GRD.CELSIUS		
BOUDOUARD	EINGANG REAKTOR		25.00 - 665.15	25.00 - 631.76	25.00 - 405.19
BOUDOUARD	AUSGANG REAKTOR		25.00 - 632.21	25.00 - 405.17	25.00 - 257.01
METHANZERFALL	EINGANG REAKTOR		785.87 - 1100.0	674.42 - 1100.0	454.16 - 1100.0
METHANZERFALL	AUSGANG REAKTOR		675.28 - 1100.0	454.10 - 1100.0	365.83 - 1100.0

WAERMETAUSCHER : E-201		WAERMEABGEBENDES MEDIUM	WAERMEAUFNEHMENDES MEDIUM
TEMPERATUR - EINGANG	GRD.CELSIUS	650.00	0.0
TEMPERATUR - AUSGANG	GRD.CELSIUS	281.80	0.0
DRUCK - EINGANG	BAR	22.39	0.0
DRUCK - AUSGANG	BAR	22.15	0.0
MASSENSTROM	KG/S	1.3021	0.0
SPEZ.ENTHALPIEDIFFERENZ	KJ/KG	1038.6602	0.0
ABS. ENTHALPIEDIFFERENZ	KJ/S	1352.39	0.0

WAERMETAUSCHER : E-202		WAERMEABGEBENDES MEDIUM	WAERMEAUFNEHMENDES MEDIUM
TEMPERATUR - EINGANG	GRD.CELSIUS	400.60	290.00
TEMPERATUR - AUSGANG	GRD.CELSIUS	417.00	330.10
DRUCK - EINGANG	BAR	21.65	23.29
DRUCK - AUSGANG	BAR	21.66	23.04
MASSENSTROM	KG/S	0.4865	0.7850
SPEZ.ENTHALPIEDIFFERENZ	KJ/KG	43.1914	105.0430
ABS. ENTHALPIEDIFFERENZ	KJ/S	21.01	82.46

WAERMETAUSCHER : E-203		WAERMEABGEBENDES MEDIUM	WAERMEAUFNEHMENDES MEDIUM
TEMPERATUR - EINGANG	GRD.CELSIUS	417.00	0.0
TEMPERATUR - AUSGANG	GRD.CELSIUS	244.40	0.0
DRUCK - EINGANG	BAR	21.66	0.0
DRUCK - AUSGANG	BAR	21.67	0.0
MASSENSTROM	KG/S	0.4865	0.0
SPEZ.ENTHALPIEDIFFERENZ	KJ/KG	436.3828	0.0
ABS. ENTHALPIEDIFFERENZ	KJ/S	212.28	0.0

****
WAERMETAUSCHER : E-204
****

		WAERMEABGEBENDES MEDIUM	WAERMEAUFNEHMENDES MEDIUM
TEMPERATUR - EINGANG	GRD.CELSIUS	305.30	28.80
TEMPERATUR - AUSGANG	GRD.CELSIUS	196.00	260.00
DRUCK - EINGANG	BAR	20.87	23.27
DRUCK - AUSGANG	BAR	20.88	23.04
MASSENSTROM	KG/S	0.4865	0.4865
SPEZ.ENTHALPIEDIFFERENZ	KJ/KG	271.1250	690.9258
ABS. ENTHALPIEDIFFERENZ	KJ/S	131.89	336.11

****
WAERMETAUSCHER : E-205
****

		WAERMEABGEBENDES MEDIUM	WAERMEAUFNEHMENDES MEDIUM
TEMPERATUR - EINGANG	GRD.CELSIUS	196.00	85.00
TEMPERATUR - AUSGANG	GRD.CELSIUS	105.00	92.00
DRUCK - EINGANG	BAR	20.88	20.80
DRUCK - AUSGANG	BAR	20.89	19.90
MASSENSTROM	KG/S	0.4865	33.5114
SPEZ.ENTHALPIEDIFFERENZ	KJ/KG	1323.0234	29.3281
ABS. ENTHALPIEDIFFERENZ	KJ/S	643.59	982.83

****
WAERMETAUSCHER : E-206
****

		WAERMEABGEBENDES MEDIUM	WAERMEAUFNEHMENDES MEDIUM
TEMPERATUR - EINGANG	GRD.CELSIUS	105.00	0.0
TEMPERATUR - AUSGANG	GRD.CELSIUS	50.00	0.0
DRUCK - EINGANG	BAR	20.90	0.0
DRUCK - AUSGANG	BAR	20.91	0.0
MASSENSTROM	KG/S	0.2369	0.0
SPEZ.ENTHALPIEDIFFERENZ	KJ/KG	255.5709	0.0
ABS. ENTHALPIEDIFFERENZ	KJ/S	60.55	0.0

WAERMETAUSCHER : E-207		WAERMEABGEBENDES MEDIUM	WAERMEAUFNEHMENDES MEDIUM
TEMPERATUR - EINGANG	GRD.CELSIUS	50.00	0.0
TEMPERATUR - AUSGANG	GRD.CELSIUS	40.00	0.0
DRUCK - EINGANG	BAR	20.91	0.0
DRUCK - AUSGANG	BAR	20.92	0.0
MASSENSTROM	KG/S	0.2369	0.0
SPEZ.ENTHALPIEDIFFERENZ	KJ/KG	28.3173	0.0
ABS. ENTHALPIEDIFFERENZ	KJ/S	6.71	0.0

WAERMETAUSCHER : E-113		WAERMEABGEBENDES MEDIUM	WAERMEAUFNEHMENDES MEDIUM
TEMPERATUR - EINGANG	GRD.CELSIUS	500.20	315.40
TEMPERATUR - AUSGANG	GRD.CELSIUS	480.00	428.80
DRUCK - EINGANG	BAR	22.12	29.03
DRUCK - AUSGANG	BAR	21.94	22.40
MASSENSTROM	KG/S	1.3853	1.0774
SPEZ.ENTHALPIEDIFFERENZ	KJ/KG	51.0793	357.8728
ABS. ENTHALPIEDIFFERENZ	KJ/S	70.76	385.58

WAERMETAUSCHER : E-103		WAERMEABGEBENDES MEDIUM	WAERMEAUFNEHMENDES MEDIUM
TEMPERATUR - EINGANG	GRD.CELSIUS	480.00	60.00
TEMPERATUR - AUSGANG	GRD.CELSIUS	405.00	350.00
DRUCK - EINGANG	BAR	21.94	25.89
DRUCK - AUSGANG	BAR	21.76	29.03
MASSENSTROM	KG/S	1.3853	0.2189
SPEZ.ENTHALPIEDIFFERENZ	KJ/KG	188.0777	761.1270
ABS. ENTHALPIEDIFFERENZ	KJ/S	260.54	166.65

WAERMETAUSCHER : E-108		WAERMEABGEBENDES MEDIUM	WAERMEAUFNEHMENDES MEDIUM
TEMPERATUR - EINGANG	GRD.CELSIUS	162.00	0.0
TEMPERATUR - AUSGANG	GRD.CELSIUS	50.00	0.0
DRUCK - EINGANG	BAR	21.03	0.0
DRUCK - AUSGANG	BAR	20.85	0.0
MASSENSTROM	KG/S	0.8616	0.0
SPEZ.ENTHALPIEDIFFERENZ	KJ/KG	1292.3672	0.0
ABS. ENTHALPIEDIFFERENZ	KJ/S	1113.46	0.0

WAERMETAUSCHER : E-109		WAERMEABGEBENDES MEDIUM	WAERMEAUFNEHMENDES MEDIUM
TEMPERATUR - EINGANG	GRD.CELSIUS	50.00	0.0
TEMPERATUR - AUSGANG	GRD.CELSIUS	40.00	0.0
DRUCK - EINGANG	BAR	20.85	0.0
DRUCK - AUSGANG	BAR	20.67	0.0
MASSENSTROM	KG/S	0.8616	0.0
SPEZ.ENTHALPIEDIFFERENZ	KJ/KG	39.6218	0.0
ABS. ENTHALPIEDIFFERENZ	KJ/S	34.14	0.0

WAERMETAUSCHER : E-208		WAERMEABGEBENDES MEDIUM	WAERMEAUFNEHMENDES MEDIUM
TEMPERATUR - EINGANG	GRD.CELSIUS	207.00	109.40
TEMPERATUR - AUSGANG	GRD.CELSIUS	150.00	141.20
DRUCK - EINGANG	BAR	17.90	19.00
DRUCK - AUSGANG	BAR	4.80	18.20
MASSENSTROM	KG/S	0.0663	33.5114
SPEZ.ENTHALPIEDIFFERENZ	KJ/KG	2163.6602	135.0898
ABS. ENTHALPIEDIFFERENZ	KJ/S	143.51	4527.05

KOMPRESSOR NR. 1 : G-202

TEMPERATUR	EINGANG	GRD.CELSIUS	40.00
TEMPERATUR	AUSGANG	GRD.CELSIUS	28.80
DRUCK	EINGANG	BAR	20.62
DRUCK	AUSGANG	BAR	23.27
MASSENSTROM		KG/S	0.4865
POLYTROPEN EXPONENT		---	0.7685
POLYTROPER WIRKUNGSGRAD		---	-.729
LEISTUNGSAUFNAHME		KW	-19.29

KOMPRESSOR NR. 2 : G-201

TEMPERATUR	EINGANG	GRD.CELSIUS	281.80
TEMPERATUR	AUSGANG	GRD.CELSIUS	290.00
DRUCK	EINGANG	BAR	22.07
DRUCK	AUSGANG	BAR	23.30
MASSENSTROM		KG/S	0.8126
POLYTROPEN EXPONENT		---	1.3706
POLYTROPER WIRKUNGSGRAD		---	0.798
LEISTUNGSAUFNAHME		KW	16.87

KOMPRESSOR NR. 3 : G-102

TEMPERATUR	EINGANG	GRD.CELSIUS	40.00
TEMPERATUR	AUSGANG	GRD.CELSIUS	60.00
DRUCK	EINGANG	BAR	20.52
DRUCK	AUSGANG	BAR	25.89
MASSENSTROM		KG/S	0.2189
POLYTROPEN EXPONENT		---	1.3630
POLYTROPER WIRKUNGSGRAD		---	0.443
LEISTUNGSAUFNAHME		KW	17.32

RECYCLEMASSENSTROM	MESSWERT	KG/S	0.9270
	ERRECHNET - REAL -	KG/S	1.4571
	ERRECHNET - IDEAL -	KG/S	0.7220

****
WAERMETAUSCHER : E-101
****

		WAERMEABGEBENDES MEDIUM	WAERMEAUFNEHMENDES MEDIUM
TEMPERATUR - EINGANG	GRD.CELSIUS	609.50	201.50
TEMPERATUR - AUSGANG	GRD.CELSIUS	416.10	348.90
DRUCK - EINGANG	BAR	19.28	58.03
DRUCK - AUSGANG	BAR	19.18	29.03
MASSENSTROM	KG/S	3.0359	1.5302
SPEZ.ENTHALPIEDIFFERENZ	KJ/KG	1005.7261	2253.7656
ABS. ENTHALPIEDIFFERENZ	KJ/S	3053.25	3448.73

****
WAERMETAUSCHER : F-101
****

		WAERMEABGEBENDES MEDIUM	WAERMEAUFNEHMENDES MEDIUM
TEMPERATUR - EINGANG	GRD.CELSIUS	233.00	0.0
TEMPERATUR - AUSGANG	GRD.CELSIUS	160.00	0.0
DRUCK - EINGANG	BAR	21.53	0.0
DRUCK - AUSGANG	BAR	21.17	0.0
MASSENSTROM	KG/S	0.1134	0.0
SPEZ.ENTHALPIEDIFFERENZ	KJ/KG	1249.8437	0.0
ABS. ENTHALPIEDIFFERENZ	KJ/S	141.78	0.0

WAERMETAUSCHER : E-104

		WAERMEABGEBENDES MEDIUM	WAERMEAUFNEHMENDES MEDIUM
TEMPERATUR - EINGANG	GRD.CELSIUS	405.00	105.00
TEMPERATUR - AUSGANG	GRD.CELSIUS	217.00	201.50
DRUCK - EINGANG	BAR	21.76	59.03
DRUCK - AUSGANG	BAR	21.58	58.03
MASSENSTROM	KG/S	1.4509	1.5302
SPEZ.ENTHALPIEDIFFERENZ	KJ/KG	446.1460	416.0352
ABS. ENTHALPIEDIFFERENZ	KJ/S	647.29	636.62

WAERMETAUSCHER : E-107

		WAERMEABGEBENDES MEDIUM	WAERMEAUFNEHMENDES MEDIUM
TEMPERATUR - EINGANG	GRD.CELSIUS	233.00	0.0
TEMPERATUR - AUSGANG	GRD.CELSIUS	197.50	0.0
DRUCK - EINGANG	BAR	21.53	0.0
DRUCK - AUSGANG	BAR	21.35	0.0
MASSENSTROM	KG/S	1.6357	0.0
SPEZ.ENTHALPIEDIFFERENZ	KJ/KG	93.5977	0.0
ABS. ENTHALPIEDIFFERENZ	KJ/S	153.10	0.0

WAERMETAUSCHER : E-111

		WAERMEABGEBENDES MEDIUM	WAERMEAUFNEHMENDES MEDIUM
TEMPERATUR - EINGANG	GRD.CELSIUS	197.50	92.00
TEMPERATUR - AUSGANG	GRD.CELSIUS	163.00	109.40
DRUCK - EINGANG	BAR	21.35	19.90
DRUCK - AUSGANG	BAR	21.17	19.00
MASSENSTROM	KG/S	1.6357	33.5114
SPEZ.ENTHALPIEDIFFERENZ	KJ/KG	1096.7500	73.2422
ABS. ENTHALPIEDIFFERENZ	KJ/S	1793.97	2454.45

*** MASSENBILANZ HELIUMKREISLAUF ***

DUESENMESSUNG:	3.0050 KG/S		
ENERGIEBILANZ ERHITZER:			
MIT HEIZSTAB AUSTRITT-EINTRITTSTEMP.	2.5069 KG/S	ABWEICHUNG VON B1	16.57 %
MIT KOAXIALLEIT HEISS-KALT	2.9117 KG/S	ABWEICHUNG VON B1	3.10 %

*** ENERGIEBILANZ HELIUMKREISLAUF ***

HELIUMERHITZER:	6219.9961 KJ/S	
RSO:	3100.3184 KJ/S	
DAMPFERZEUGER:	3915.2131 KJ/S	
HELIUMREINIGUNG:	10.0500 KJ/S	Z. ZT. KONSTANT
GEBLAESE:	657.6672 KJ/S	
WAERME UEBERTR. HEISS KALT:	-98.3493 KJ/S	
VERLUSTE:	-246.2617 KJ/S	

**** MASSENBILANZ SPALTGASKREISLAUF ***

METHANEINSATZ:		48.3967	KMOL/H
ANALYSE:	CH4:	93.7750	MOL %
	CO:	0.0020	MOL %
	CO2:	0.0124	MOL %
	H2:	4.9800	MOL %
	N2:	0.0	MOL %
DAMPFEINSATZ:		4198.6953	KG/H
SPALTGASMENGE:		164.1994	KMOL/H
ANALYSE:	CH4:	5.6500	MOL %
	CO:	8.6500	MOL %
	CO2:	13.2800	MOL %
	H2:	72.2890	MOL %
	N2:	0.0	MOL %
C-BILANZ:			
C-MENGE METHAN:		45.9875	KMOL/H
C-MENGE SPALTGAS:		45.2862	KMOL/H
WASSERDAMPFUEBERSCHUSS IN SPALTGAS:		3401.6241	KG/H

*** ENERGIEBILANZ RSO GLOBAL ***

ABS. ENTHALPIE SPALTREAKTOR EINTRITT	-15577.5781 KJ/S
ABS. ENTHALPIE SPALTREAKTOR AUSTRITT	-14112.1211 KJ/S
WAERMEVERBRAUCH IM RSO	1465.4570 KJ/S
VOM HELIUM ABGEGEBENE WAERME RSO	3100.3184 KJ/S
VOM HELIUM AN MANTEL ABGEGEBENE WAERME	-12.4857 KJ/S
WAERMEVERLUST (DIFFERENZ)	1622.3755 KJ/S

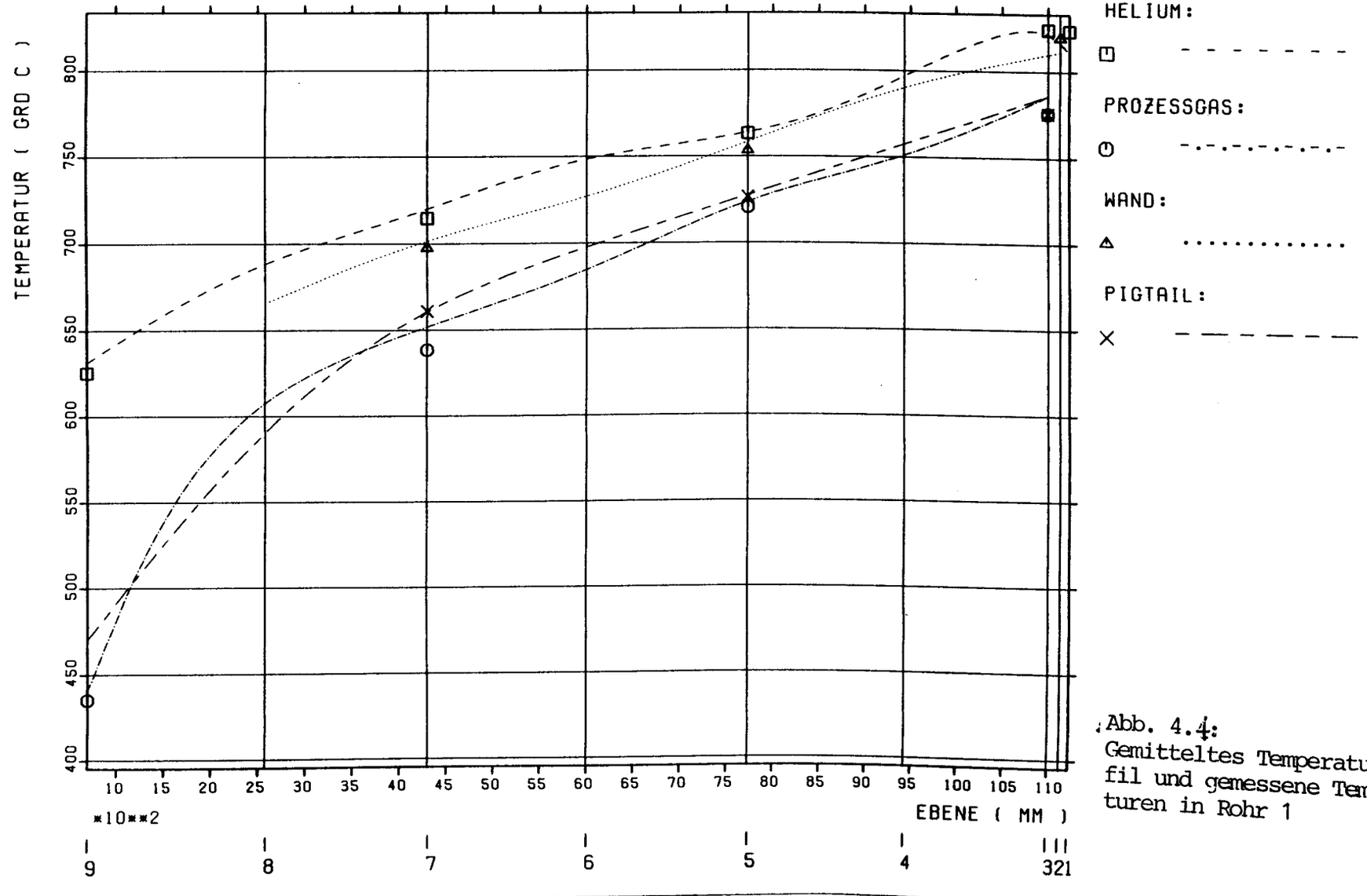


Abb. 4.4:
Gemitteltes Temperaturprofil und gemessene Temperaturen in Rohr 1

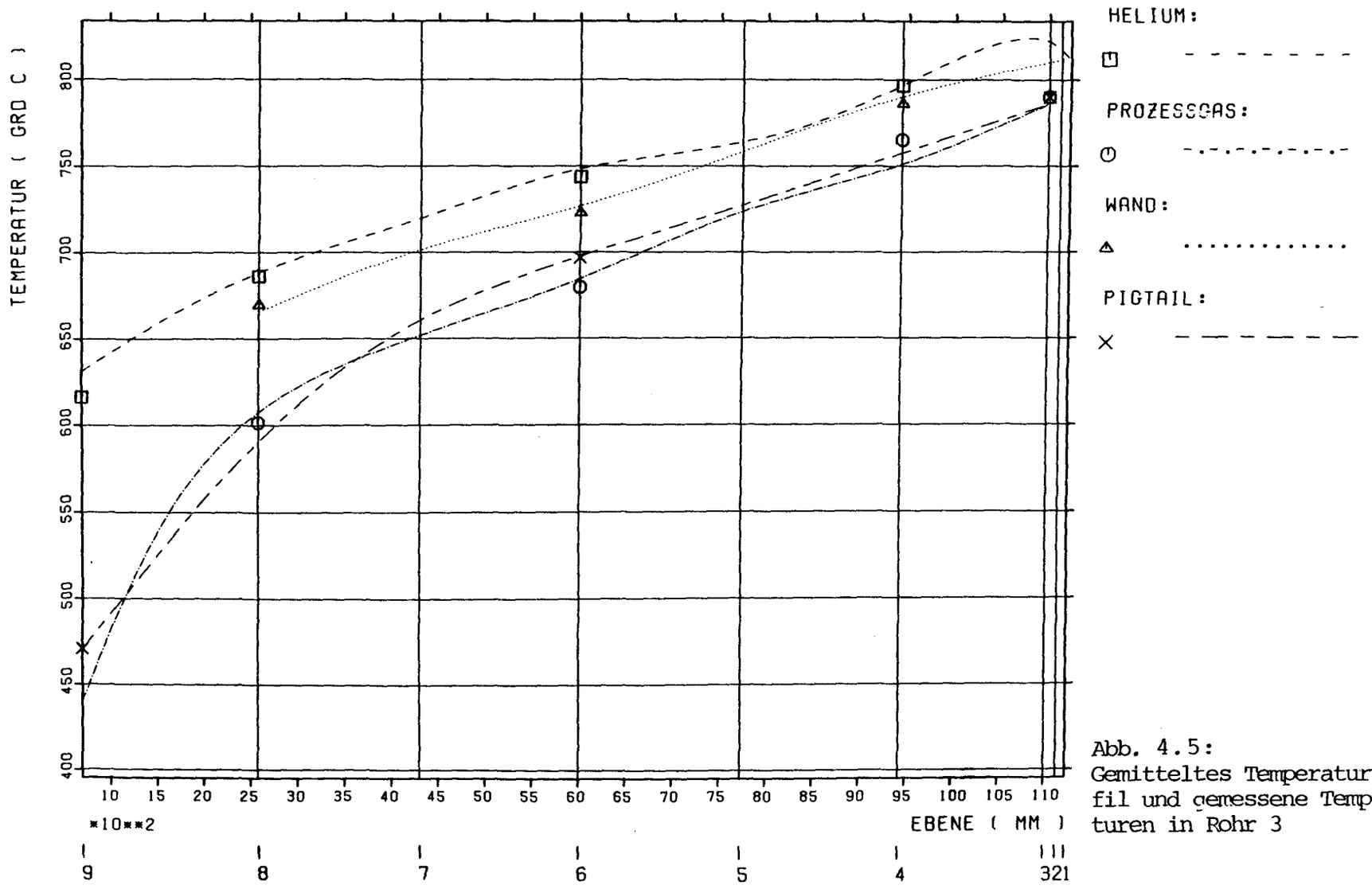


Abb. 4.5:
Gemitteltes Temperaturprofil und gemessene Temperaturen in Rohr 3

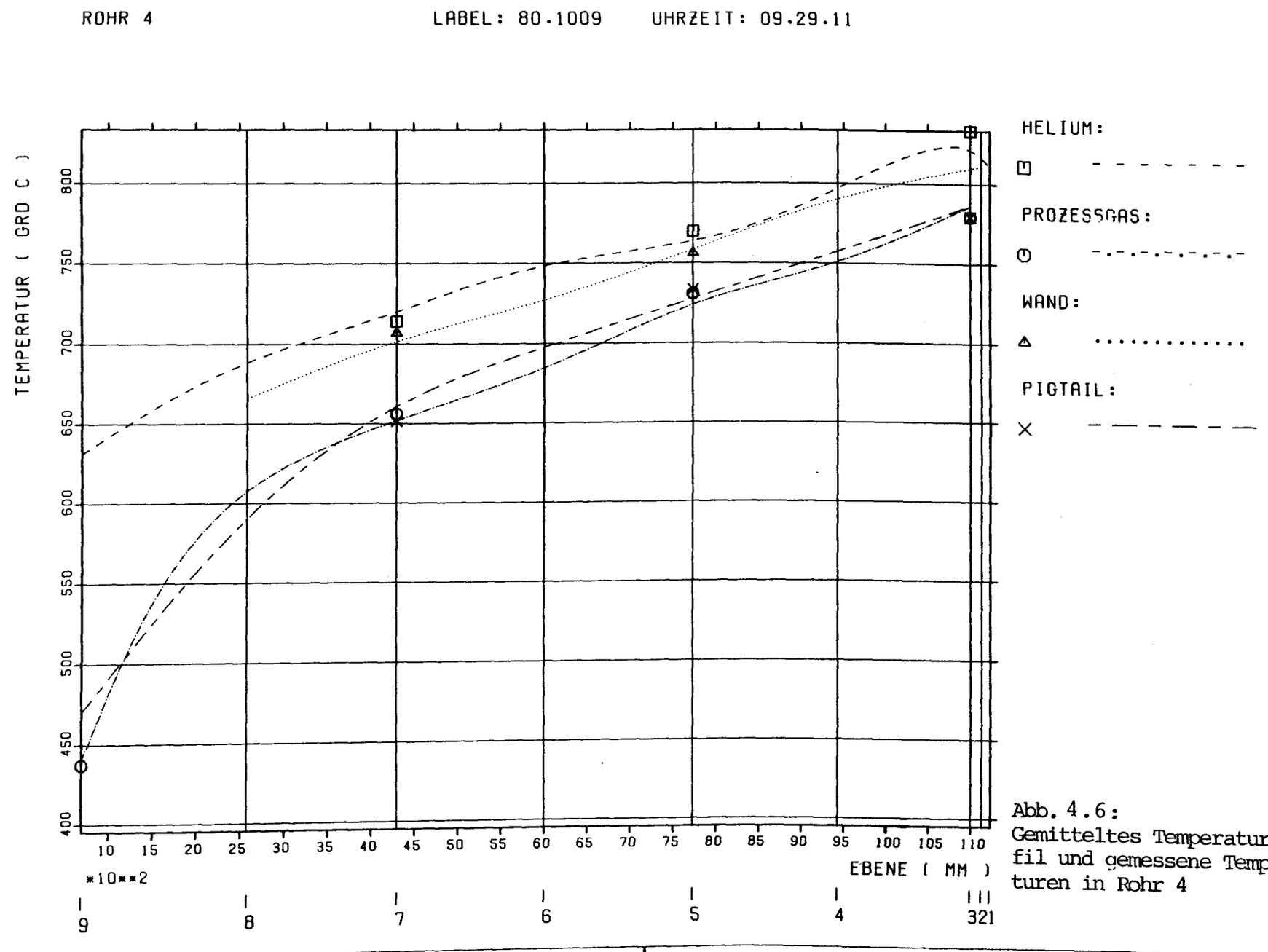


Abb. 4.6:
Gemitteltes Temperaturprofil und gemessene Temperaturen in Rohr 4

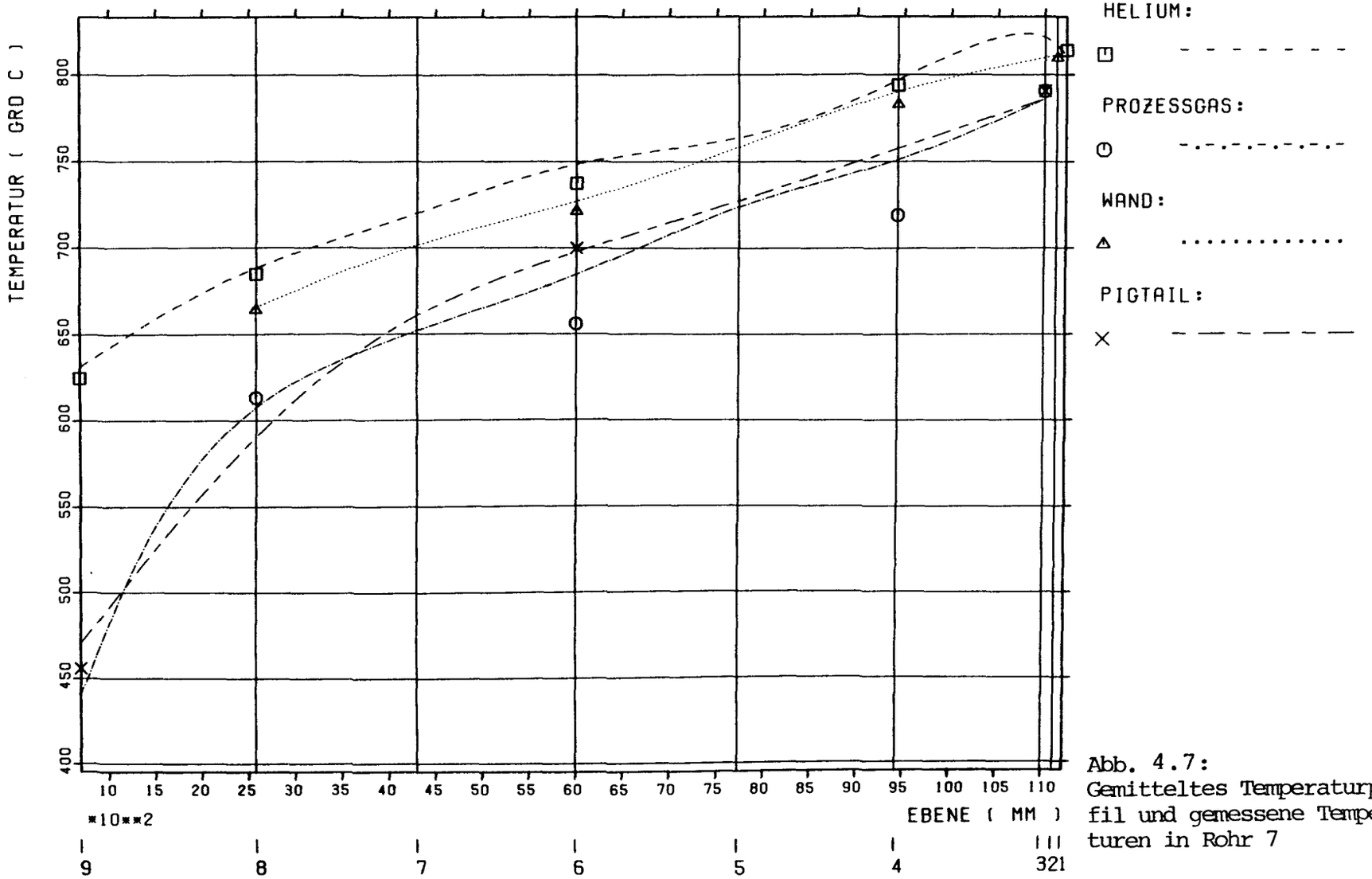


Abb. 4.7: Gemitteltes Temperaturprofil und gemessene Temperaturen in Rohr 7

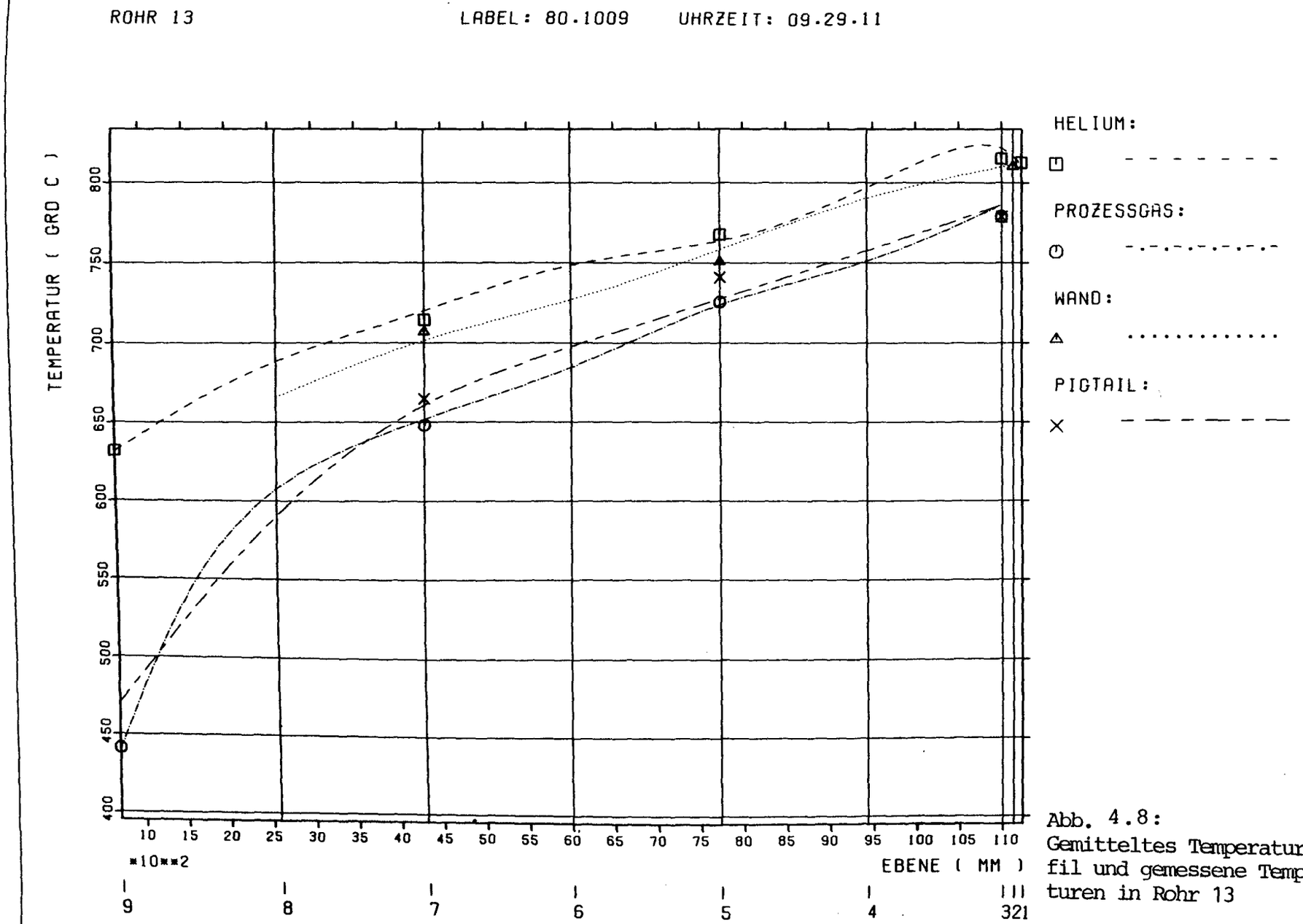


Abb. 4.8:
Gemitteltes Temperaturprofil und gemessene Temperaturen in Rohr 13

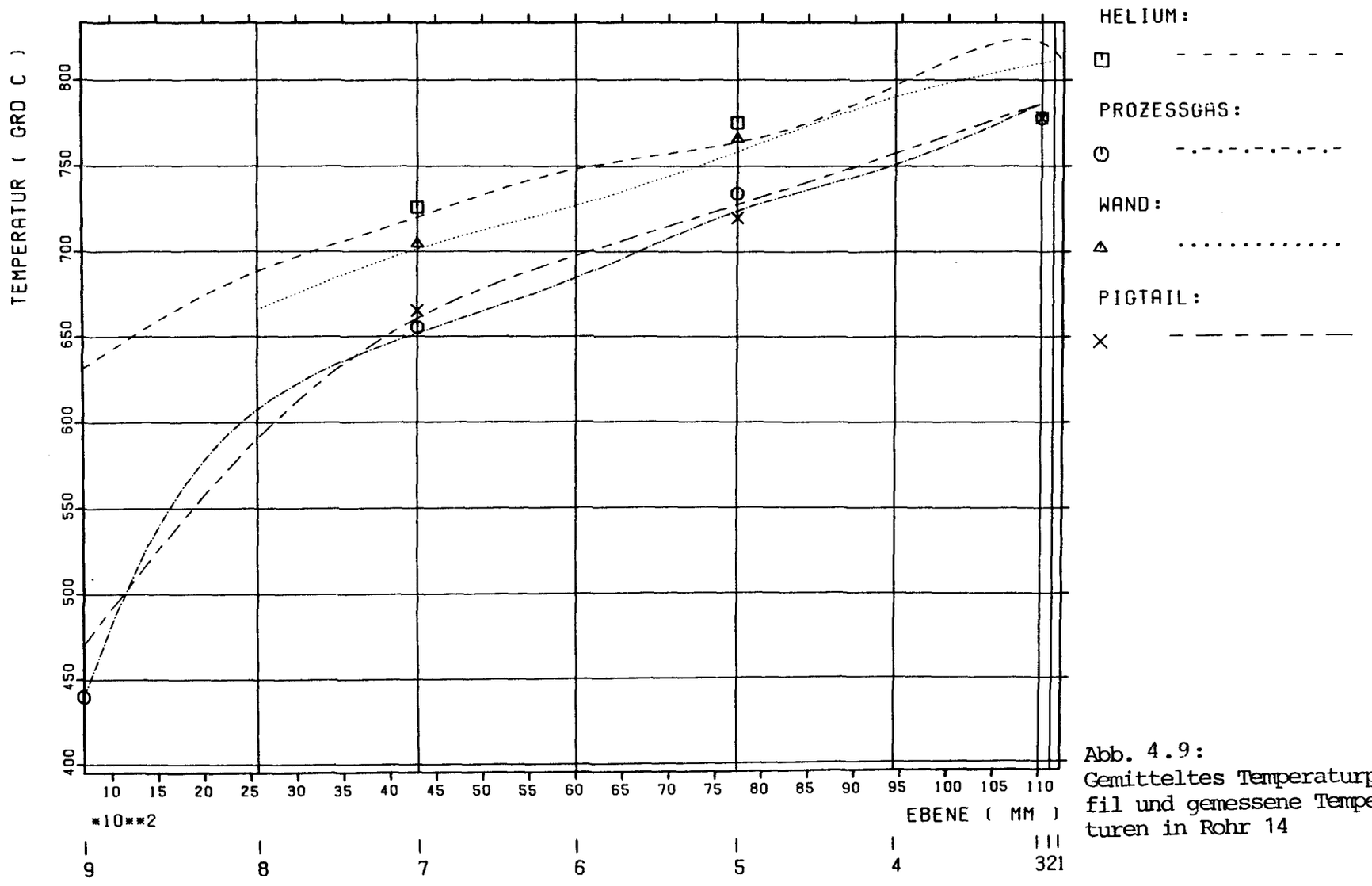


Abb. 4.9:
Gemitteltes Temperaturprofil und gemessene Temperaturen in Rohr 14

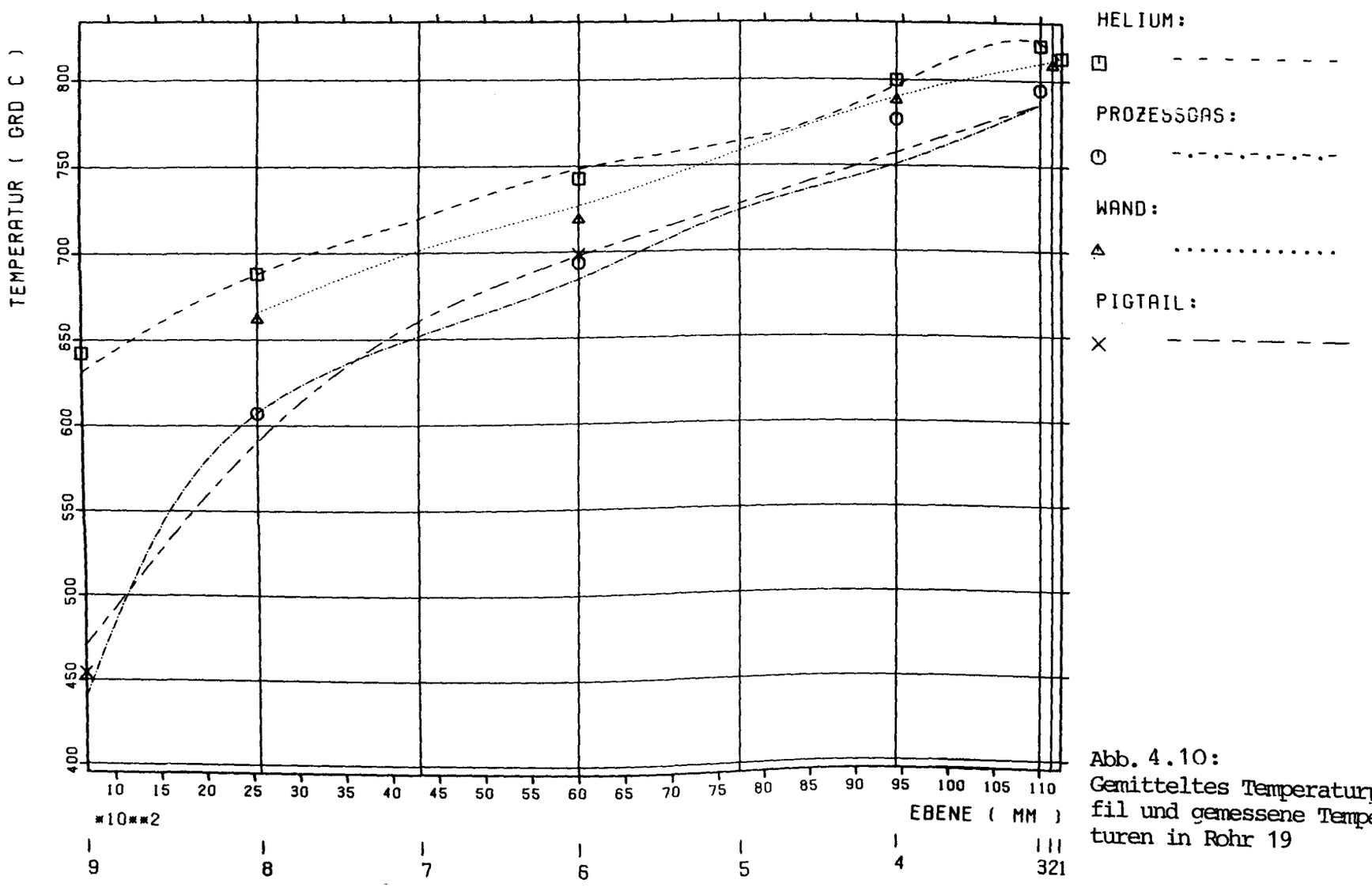


Abb. 4.10:
Gemitteltes Temperaturprofil und gemessene Temperaturen in Rohr 19

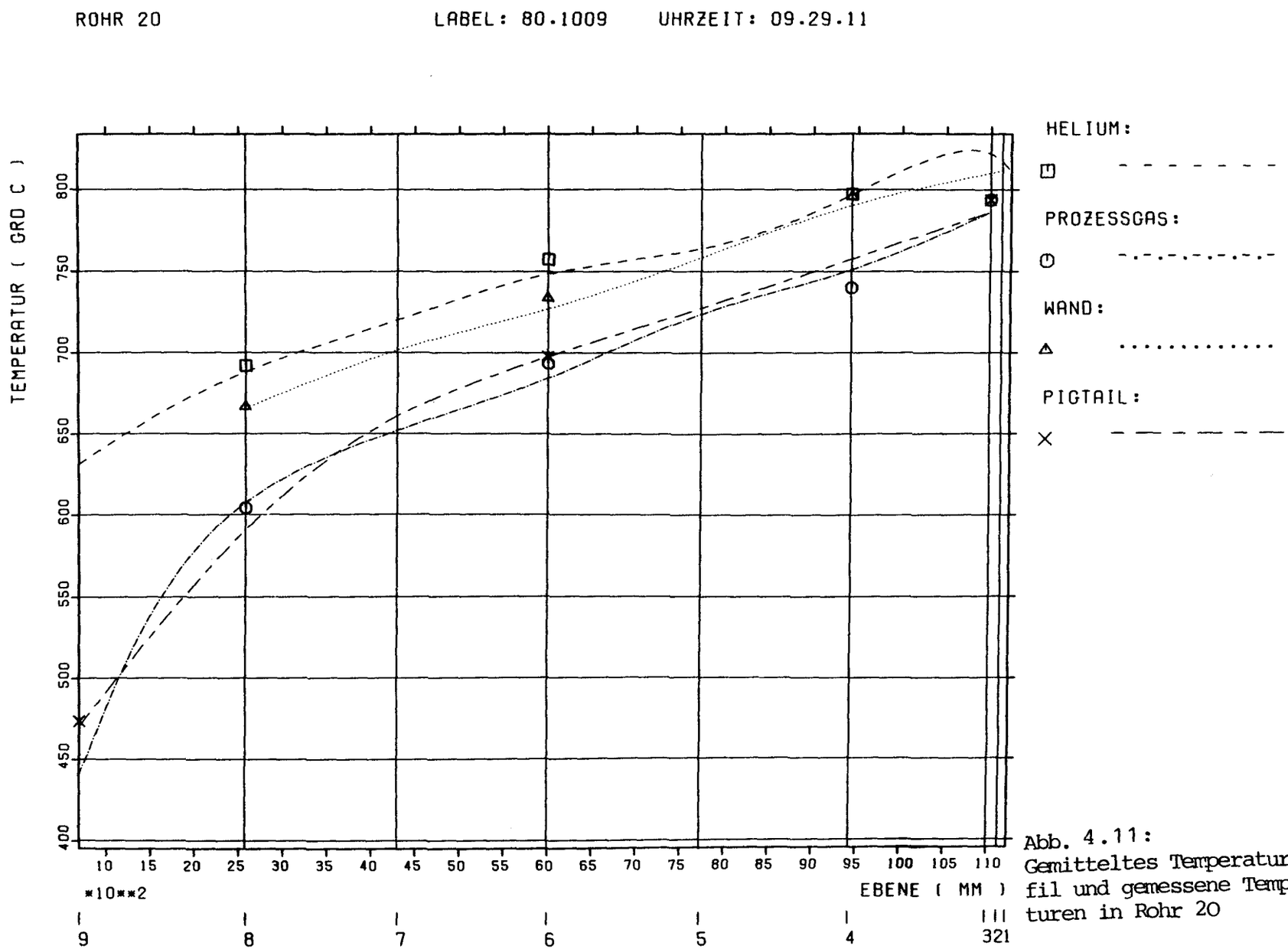


Abb. 4.11: Gemitteltes Temperaturprofil und gemessene Temperaturen in Rohr 20

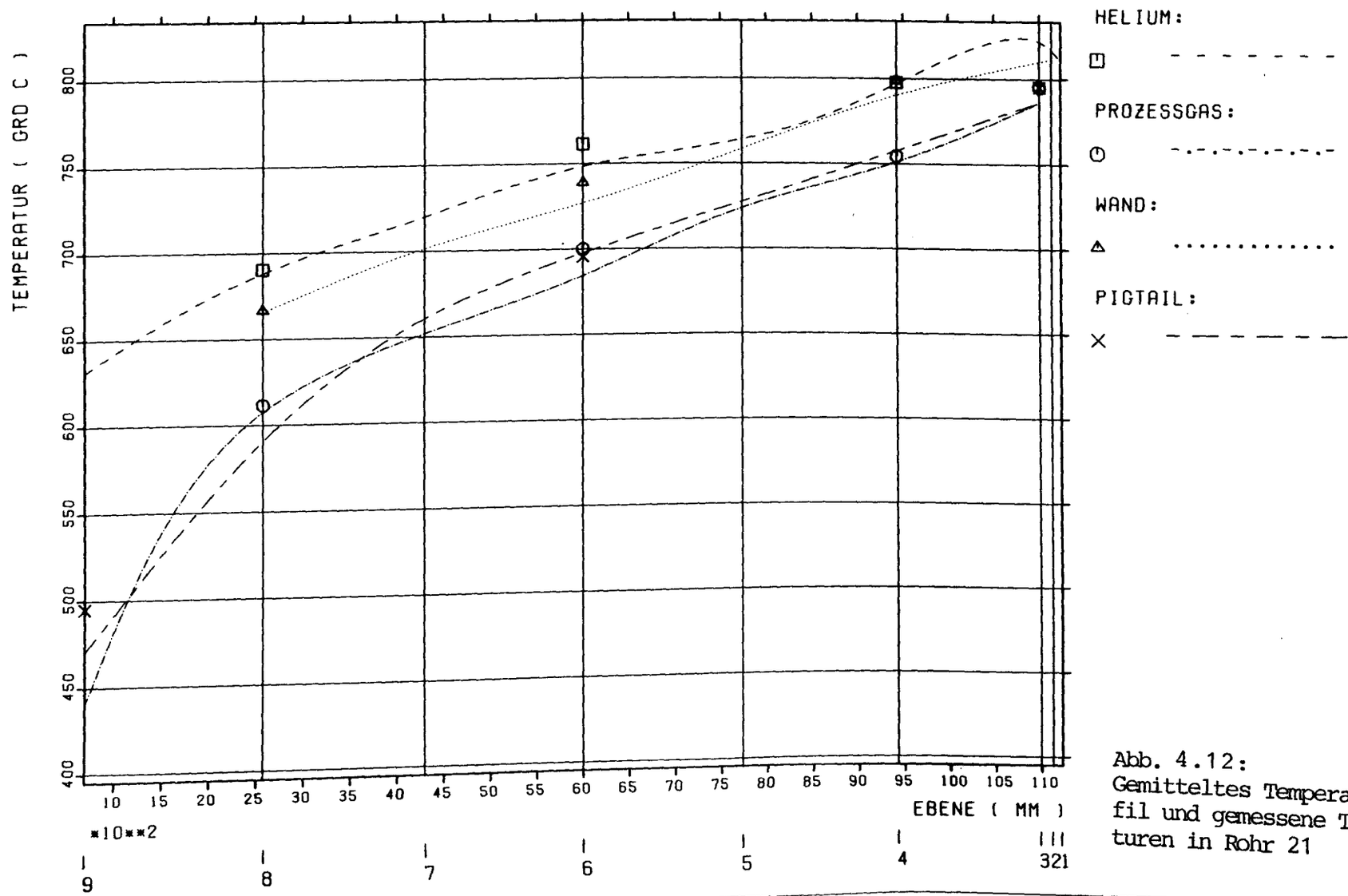


Abb. 4.12:
Gemitteltes Temperaturprofil und gemessene Temperaturen in Rohr 21

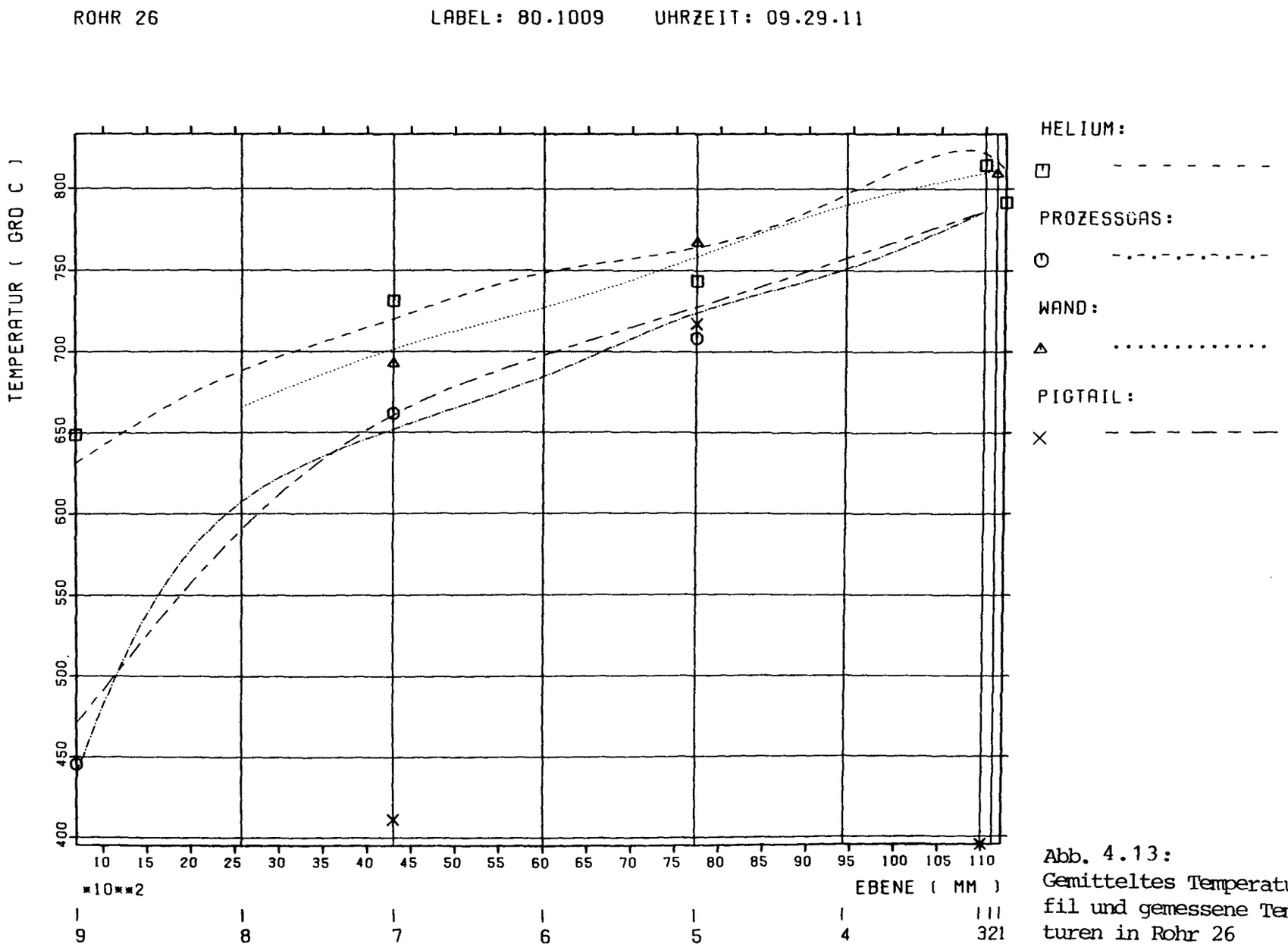


Abb. 4.13:
Gemitteltes Temperaturprofil und gemessene Temperaturen in Rohr 26

R O H R 1
==========

EBENE: 7

SCLUESSELKOMP.	GAS-TEMP GRD C	APPROACH K	CH4 VOL %	CO VOL %	CO2 VOL %	H2 VOL %	N2 VOL %
CH4:	638.3999	-5.4805	18.4100	2.8777	14.0163	64.6960	0.0
CO:		-4.9153	18.4900	2.8600	14.0144	64.6355	0.0
H2:		132.7834	43.5253	0.3906	10.9831	45.1009	0.0

EBENE: 5

SCLUESSELKOMP.	GAS-TEMP GRD C	APPROACH K	CH4 VOL %	CO VOL %	CO2 VOL %	H2 VOL %	N2 VOL %
CH4:	720.5999	5.7844	9.8300	5.5428	13.6001	71.0271	0.0
CO:		7.5095	10.0042	5.4700	13.6235	70.9023	0.0
H2:		18.9255	11.2008	4.9949	13.7643	70.0400	0.0

EBENE: 3

SCLUESSELKOMP.	GAS-TEMP GRD C	APPROACH K	CH4 VOL %	CO VOL %	CO2 VOL %	H2 VOL %	N2 VOL %
CH4:	776.0000	12.7275	5.6500	7.6186	12.7754	73.9559	0.0
CO:		-12.5483	4.0236	8.6500	12.2756	75.0508	0.0
H2:		40.3914	7.8663	6.4332	13.2805	72.4200	0.0

ROHR 1 SCHLUESSELKOMP. CH4:

EBENE	HELIUMTEMP GRD C	SPALTGASTEMP. GRD C	PIG-TEMP. GRD C	HE-ENTH. KJ/S	PG-ENTH. KJ/S	PIG-ENTH. KJ/S
7	714.5999	638.3999	660.8999	358.8418	-454.4927	-424.0100
5	763.2998	720.5999	726.5000	384.1833	-428.0239	-415.8391
3	824.5000	776.0000	776.0000	416.0295	-409.5789	-409.5789

ROHRABSCHNITT	HE-WAERME KJ/S	PIG-WAERME KJ/S	HE+PIG-WAERME KJ/S	PG-WAERME KJ/S	K-HE J/S*M2*K	K-PIG J/S*M2*K
5--7	25.3416	8.1709	33.5125	26.4688	369.3953	1329.2102
3--7	57.1877	14.4312	71.6199	44.9138	402.7649	239.0463
3--5	31.8462	6.2603	38.1064	18.4451	618.0200	290.5171

ROHR 1 SCHLUESSELKOMP. CO:

EBENE	HELIUMTEMP GRD C	SPALTGASTEMP. GRD C	PIG-TEMP. GRD C	HE-ENTH. KJ/S	PG-ENTH. KJ/S	PIG-ENTH. KJ/S
7	714.5999	638.3999	660.8999	358.8418	-454.6128	-418.7002
5	763.2998	720.5999	726.5000	384.1833	-428.4417	-410.5103
3	824.5000	776.0000	776.0000	416.0295	-404.2380	-404.2380

ROHRABSCHNITT	HE-WAERME KJ/S	PIG-WAERME KJ/S	HE+PIG-WAERME KJ/S	PG-WAERME KJ/S	K-HE J/S*M2*K	K-PIG J/S*M2*K
5--7	25.3416	8.1899	33.5315	26.1711	369.3953	1332.3086
3--7	57.1877	14.4622	71.6499	50.3748	402.7649	239.5599
3--5	31.8462	6.2722	38.1184	24.2036	618.0200	291.0723

ROHR 1 SCHLUESSELKOMP. H2:

EBENE	HELIUMTEMP GRD C	SPALTGASTEMP. GRD C	PIG-TEMP. GRD C	HE-ENTH. KJ/S	PG-ENTH. KJ/S	PIG-ENTH. KJ/S
7	714.5999	638.3999	660.8999	358.8418	-477.4607	-430.4146
5	763.2998	720.5999	726.5000	384.1833	-431.1987	-422.2693
3	824.5000	776.0000	776.0000	416.0295	-416.0251	-416.0251

ROHRABSCHNITT	HE-WAERME KJ/S	PIG-WAERME KJ/S	HE+PIG-WAERME KJ/S	PG-WAERME KJ/S	K-HE J/S*M2*K	K-PIG J/S*M2*K
5--7	25.3416	8.1453	33.4868	46.2620	369.3953	1325.0408
3--7	57.1877	14.3894	71.5771	61.4355	402.7649	238.3548
3--5	31.8462	6.2441	38.0303	15.1736	618.0200	289.7693

R O H R 4
****

EBENE: 7

SCLUESSELKOMP.	GAS-TEMP GRD C	APPROACH K	CH4 VOL %	CO VOL %	CO2 VOL %	H2 VOL %	N2 VOL %
CH4:	655.7998	11.9194	18.4100	2.8777	14.0163	64.6960	0.0
CO:		12.4846	18.4900	2.8600	14.0144	64.6355	0.0
H2:		23.0029	20.0137	2.5431	13.9633	63.4800	0.0

EBENE: 5

SCLUESSELKOMP.	GAS-TEMP GRD C	APPROACH K	CH4 VOL %	CO VOL %	CO2 VOL %	H2 VOL %	N2 VOL %
CH4:	730.5999	15.7844	9.8300	5.5428	13.6001	71.0271	0.0
CO:		17.5095	10.0042	5.4700	13.6235	70.9023	0.0
H2:		135.7014	26.0462	1.5928	13.5170	58.8440	0.0

EBENE: 3

SCLUESSELKOMP.	GAS-TEMP GRD C	APPROACH K	CH4 VOL %	CO VOL %	CO2 VOL %	H2 VOL %	N2 VOL %
CH4:	779.5000	16.2275	5.6500	7.6186	12.7754	73.9559	0.0
CO:		-9.0483	4.0236	8.6500	12.2756	75.0508	0.0
H2:		43.8914	7.8663	6.4332	13.2805	72.4200	0.0

ROHR 4 SCHLUESSELKOMP. CH4:

EBENE	HELIUMTEMP GRD C	SPALTGASTEMP. GRD C	PIG-TEMP. GRD C	HE-ENTH. KJ/S	PG-ENTH. KJ/S	PIG-ENTH. KJ/S
7	714.0000	655.7998	651.5000	358.5295	-452.3899	-425.1694
5	769.8999	730.5999	733.2000	387.6179	-426.7744	-414.9966
3	833.5000	779.5000	779.5000	420.7129	-409.1331	-409.1331

ROHRABSCHNITT	HE-WAERME KJ/S	PIG-WAERME KJ/S	HE+PIG-WAERME KJ/S	PG-WAERME KJ/S	K-HE J/S*M2*K	K-PIG J/S*M2*K
5--7	29.0884	10.1729	39.2612	25.6155	509.7781	420.9834
3--7	62.1833	16.0364	78.2197	43.2568	478.7324	295.2295
3--5	33.0950	5.8635	38.9585	17.6414	633.0361	265.9814

ROHR 4 SCHLUESSELKOMP. CO:

EBENE	HELIUMTEMP GRD C	SPALTGASTEMP. GRD C	PIG-TEMP. GRD C	HE-ENTH. KJ/S	PG-ENTH. KJ/S	PIG-ENTH. KJ/S
7	714.0000	655.7998	651.5000	358.5295	-452.5100	-419.8628
5	769.8999	730.5999	733.2000	387.6179	-427.1921	-409.6660
3	833.5000	779.5000	779.5000	420.7129	-403.7915	-403.7915

ROHRABSCHNITT	HE-WAERME KJ/S	PIG-WAERME KJ/S	HE+PIG-WAERME KJ/S	PG-WAERME KJ/S	K-HE J/S*M2*K	K-PIG J/S*M2*K
5--7	29.0884	10.1968	39.2852	25.3179	509.7781	421.9734
3--7	62.1833	16.0713	78.2546	48.7185	478.7324	295.8721
3--5	33.0950	5.8745	38.9695	23.4006	633.0361	266.4797

ROHR 4 SCHLUESSELKOMP. H2:

EBENE	HELIUMTEMP GRD C	SPALTGASTEMP. GRD C	PIG-TEMP. GRD C	HE-ENTH. KJ/S	PG-ENTH. KJ/S	PIG-ENTH. KJ/S
7	714.0000	655.7998	651.5000	358.5295	-454.7104	-431.5701
5	769.8999	730.5999	733.2000	387.6179	-452.9182	-421.4292
3	833.5000	775.5000	779.5000	420.7129	-415.5803	-415.5803

ROHRABSCHNITT	HE-WAERME KJ/S	PIG-WAERME KJ/S	HE+PIG-WAERME KJ/S	PG-WAERME KJ/S	K-HE J/S*M2*K	K-PIG J/S*M2*K
5--7	29.0884	10.1409	39.2292	1.7922	509.7781	419.6597
3--7	62.1833	15.9897	78.1731	39.1301	478.7324	294.3711
3--5	33.0950	5.8489	38.9438	37.3379	633.0361	265.3169

R O H R 13

EBENE: 7

SCLUESSELKOMP.	GAS-TEMP GRD C	APPROACH K	CH4 VOL %	CO VOL %	CO2 VOL %	H2 VOL %	N2 VOL %
CH4:	648.2000	4.3196	18.4100	2.8777	14.0163	64.6960	0.0
CO:		4.8848	18.4900	2.8600	14.0144	64.6355	0.0
H2:		15.4031	20.0137	2.5431	13.9633	63.4800	0.0

EBENE: 5

SCLUESSELKOMP.	GAS-TEMP GRD C	APPROACH K	CH4 VOL %	CO VOL %	CO2 VOL %	H2 VOL %	N2 VOL %
CH4:	725.5000	10.6846	9.8300	5.5428	13.6001	71.0271	0.0
CO:		12.4097	10.0042	5.4700	13.6235	70.9023	0.0
H2:		23.8257	11.2008	4.9949	13.7643	70.0400	0.0

EBENE: 3

SCLUESSELKOMP.	GAS-TEMP GRD C	APPROACH K	CH4 VOL %	CO VOL %	CO2 VOL %	H2 VOL %	N2 VOL %
CH4:	778.8999	15.6274	5.6500	7.6186	12.7754	73.9559	0.0
CO:		-9.6484	4.0236	8.6500	12.2756	75.0508	0.0
H2:		43.2913	7.8663	6.4332	13.2805	72.4200	0.0

ROHR13 SCHLUESSELKOMP. CH4:

EBENE	HELIUMTEMP GRD C	SPALTGASTEMP. GRD C	PIG-TEMP. GRD C	HE-ENTH. KJ/S	PG-ENTH. KJ/S	PIG-ENTH. KJ/S
7	714.3999	648.2000	664.5999	358.7378	-453.3096	-423.5530
5	767.7000	725.5000	741.0000	386.4731	-427.4121	-414.0139
3	815.0999	778.8999	778.8999	411.1382	-409.2095	-409.2095

ROHRABSCHNITT	HE-WAERME KJ/S	PIG-WAERME KJ/S	HE+PIG-WAERME KJ/S	PG-WAERME KJ/S	K-HE J/S*M2*K	K-PIG J/S*M2*K
5--7	27.7354	9.5391	37.2744	25.8975	438.8870	1206.5466
3--7	52.4004	14.3435	66.7439	44.1001	455.0447	289.3364
3--5	24.6650	4.8044	29.4695	18.2026	556.8086	259.3594

ROHR13 SCHLUESSELKOMP. CO:

EBENE	HELIUMTEMP GRD C	SPALTGASTEMP. GRD C	PIG-TEMP. GRD C	HE-ENTH. KJ/S	PG-ENTH. KJ/S	PIG-ENTH. KJ/S
7	714.3999	648.2000	664.5999	358.7378	-453.4297	-418.2419
5	767.7000	725.5000	741.0000	386.4731	-427.8298	-408.6812
3	815.0999	778.8999	778.8999	411.1382	-403.8679	-403.8679

ROHRABSCHNITT	HE-WAERME KJ/S	PIG-WAERME KJ/S	HE+PIG-WAERME KJ/S	PG-WAERME KJ/S	K-HE J/S*M2*K	K-PIG J/S*M2*K
5--7	27.7354	9.5608	37.2961	25.5999	438.8870	1209.2952
3--7	52.4004	14.3740	66.7744	49.5618	455.0447	289.9519
3--5	24.6650	4.8132	29.4783	23.9619	556.8086	259.8337

ROHR13 SCHLUESSELKOMP. H2:

EBENE	HELIUMTEMP GRD C	SPALTGASTEMP. GRD C	PIG-TEMP. GRD C	HE-ENTH. KJ/S	PG-ENTH. KJ/S	PIG-ENTH. KJ/S
7	714.3999	648.2000	664.5999	358.7378	-455.6287	-429.9590
5	767.7000	725.5000	741.0000	386.4731	-430.5879	-420.4490
3	815.0999	778.8999	778.8999	411.1382	-415.6567	-415.6567

ROHRABSCHNITT	HE-WAERME KJ/S	PIG-WAERME KJ/S	HE+PIG-WAERME KJ/S	PG-WAERME KJ/S	K-HE J/S*M2*K	K-PIG J/S*M2*K
5--7	27.7354	9.5100	37.2454	25.0408	438.8870	1202.8721
3--7	52.4004	14.3022	66.7026	39.9719	455.0447	288.5042
3--5	24.6650	4.7922	29.4573	14.9312	556.8086	258.7002

R O H R 14

EBENE: 7

SCLUESSELKOMP.	GAS-TEMP GRD C	APPROACH K	CH4 VOL %	CO VOL %	CO2 VOL %	H2 VOL %	N2 VOL %
CH4:	655.2000	11.3196	18.4100	2.8777	14.0163	64.6960	0.0
CO:		11.8848	18.4900	2.8600	14.0144	64.6355	0.0
H2:		22.4031	20.0137	2.5431	13.9633	63.4800	0.0

EBENE: 5

SCLUESSELKOMP.	GAS-TEMP GRD C	APPROACH K	CH4 VOL %	CO VOL %	CO2 VOL %	H2 VOL %	N2 VOL %
CH4:	733.8999	19.0845	9.8300	5.5428	13.6001	71.0271	0.0
CO:		20.8096	10.0042	5.4700	13.6235	70.9023	0.0
H2:		32.2256	11.2008	4.9949	13.7643	70.0400	0.0

EBENE: 3

SCLUESSELKOMP.	GAS-TEMP GRD C	APPROACH K	CH4 VOL %	CO VOL %	CO2 VOL %	H2 VOL %	N2 VOL %
CH4:	777.7000	14.4275	5.6500	7.6186	12.7754	73.9559	0.0
CO:		-10.8484	4.0236	8.6500	12.2756	75.0508	0.0
H2:		42.0913	7.8663	6.4332	13.2805	72.4200	0.0

ROHR14 SCHLUESSELKOMP. CH4:

EBENE	HELIUMTEMP GRD C	SPALTGASTEMP. GRD C	PIG-TEMP. GRD C	HE-ENTH. KJ/S	PG-ENTH. KJ/S	PIG-ENTH. KJ/S
7	725.7998	655.2000	665.0999	364.6697	-452.4624	-423.4910
5	775.0999	733.8999	719.7000	390.3237	-426.3613	-416.6926
3	951.0000	777.7000	777.7000	481.8555	-409.3623	-409.3623

ROHRABSCHNITT	HE-WAERME KJ/S	PIG-WAERME KJ/S	HE+PIG-WAERME KJ/S	PG-WAERME KJ/S	K-HE J/S*M2*K	K-PIG J/S*M2*K
5--7	25.6541	6.7983	32.4524	26.1011	396.3108	245.3521
3--7	117.1858	14.1287	131.3145	43.1001	442.5483	119.6566
3--5	91.5317	7.3303	98.8621	16.9990	880.8662	144.6339

ROHR14 SCHLUESSELKOMP. CO:

EBENE	HELIUMTEMP GRD C	SPALTGASTEMP. GRD C	PIG-TEMP. GRD C	HE-ENTH. KJ/S	PG-ENTH. KJ/S	PIG-ENTH. KJ/S
7	725.7998	655.2000	665.0999	364.6697	-452.5828	-418.1799
5	775.0999	733.8999	719.7000	390.3237	-426.7793	-411.3655
3	951.0000	777.7000	777.7000	481.8555	-404.0210	-404.0210

ROHRABSCHNITT	HE-WAERME KJ/S	PIG-WAERME KJ/S	HE+PIG-WAERME KJ/S	PG-WAERME KJ/S	K-HE J/S*M2*K	K-PIG J/S*M2*K
5--7	25.6541	6.8145	32.4685	25.8035	396.3108	245.9337
3--7	117.1858	14.1589	131.3447	48.5610	442.5483	119.9130
3--5	91.5317	7.3445	98.8762	22.7583	880.8662	144.9133

ROHR14 SCHLUESSELKOMP. H2:

EBENE	HELIUMTEMP GRD C	SPALTGASTEMP. GRD C	PIG-TEMP. GRD C	HE-ENTH. KJ/S	PG-ENTH. KJ/S	PIG-ENTH. KJ/S
7	725.7998	655.2000	665.0999	364.6697	-454.7830	-429.8975
5	775.0999	733.8999	719.7000	390.3237	-429.5388	-423.1206
3	951.0000	777.7000	777.7000	481.8555	-415.8091	-415.8091

ROHRABSCHNITT	HE-WAERME KJ/S	PIG-WAERME KJ/S	HE+PIG-WAERME KJ/S	PG-WAERME KJ/S	K-HE J/S*M2*K	K-PIG J/S*M2*K
5--7	25.6541	6.7769	32.4309	25.2441	396.3108	244.5768
3--7	117.1858	14.0884	131.2742	38.9739	442.5483	119.3154
3--5	91.5317	7.3115	98.8433	13.7297	880.8662	144.2630

R O H R 26

EBENE: 7

SCLUESSELKOMP.	GAS-TEMP GRD C	APPROACH K	CH4 VOL %	CO VOL %	CO2 VOL %	H2 VOL %	N2 VOL %
CH4:	661.5999	17.7195	18.4100	2.8777	14.0163	64.6960	0.0
CO:		18.2847	18.4900	2.8600	14.0144	64.6355	0.0
H2:		28.8030	20.0137	2.5431	13.9633	63.4800	0.0

EBENE: 5

SCLUESSELKOMP.	GAS-TEMP GRD C	APPROACH K	CH4 VOL %	CO VOL %	CO2 VOL %	H2 VOL %	N2 VOL %
CH4:	708.2000	-6.6155	9.8300	5.5428	13.6001	71.0271	0.0
CO:		-4.8904	10.0042	5.4700	13.6235	70.9023	0.0
H2:		6.5256	11.2008	4.9949	13.7643	70.0400	0.0

EBENE: 3

SCLUESSELKOMP.	GAS-TEMP GRD C	APPROACH K	CH4 VOL %	CO VOL %	CO2 VOL %	H2 VOL %	N2 VOL %
CH4:	395.0999	-368.1726	5.6500	7.6186	12.7754	73.9559	0.0
CO:		-393.4485	4.0236	8.6500	12.2756	75.0508	0.0
H2:		-340.5088	7.8663	6.4332	13.2805	72.4200	0.0

ROHR26 SCHLUESSELKOMP. CH4:

EBENE	HELIUMTEMP GRD C	SPALTGASTEMP. GRD C	PIG-TEMP. GRD C	HE-ENTH. KJ/S	PG-ENTH. KJ/S	PIG-ENTH. KJ/S
7	731.0999	661.5999	411.2998	367.4277	-451.6865	-453.8655
5	743.5000	708.2000	717.0000	373.8804	-429.5684	-417.0312
3	814.5000	395.0999	395.0999	410.8259	-455.7327	-455.7327

ROHRABSCHNITT	HE-WAERME KJ/S	PIG-WAERME KJ/S	HE+PIG-WAERME KJ/S	PG-WAERME KJ/S	K-HE J/S*M2*K	K-PIG J/S*M2*K
5--7	6.4526	36.8342	43.2869	22.1182	107.7124	1418.1365
3--7	43.3982	-1.8672	41.5310	-4.0461	96.2894	-7.8889
3--5	36.9456	-38.7014	-1.7559	-26.1643	210.6650	-360.2268

ROHR26 SCHLUESSELKOMP. CO:

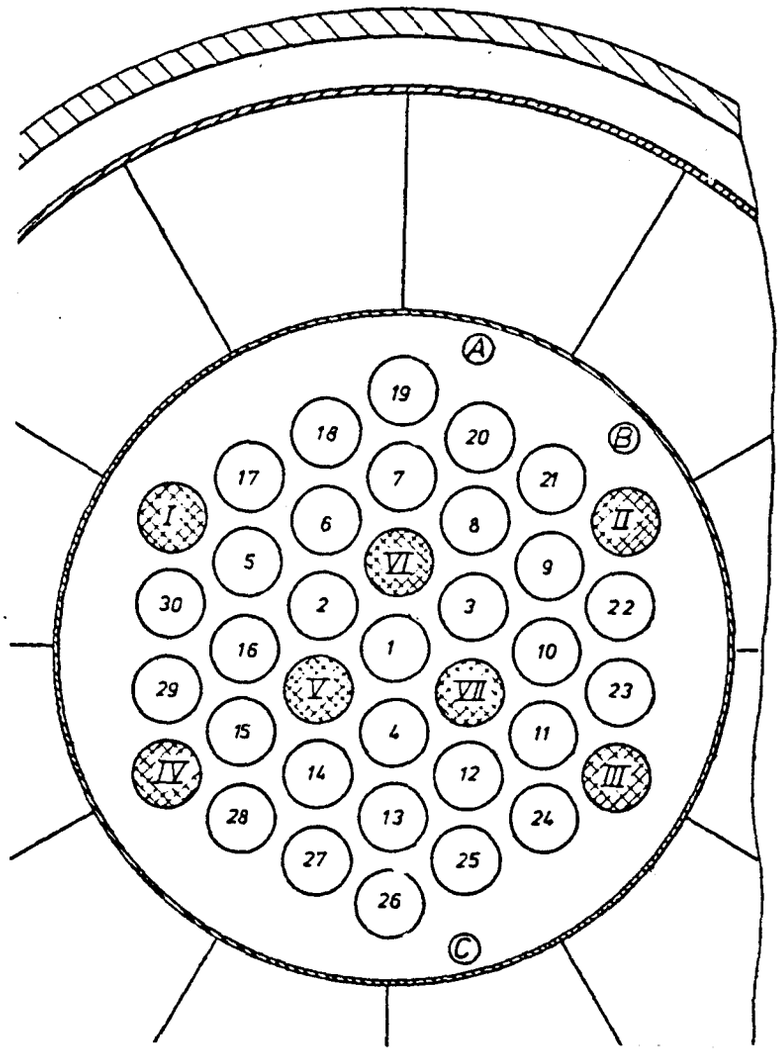
EBENE	HELIUMTEMP GRD C	SPALTGASTEMP. GRD C	PIG-TEMP. GRD C	HE-ENTH. KJ/S	PG-ENTH. KJ/S	PIG-ENTH. KJ/S
7	731.0999	661.5999	411.2998	367.4277	-451.8066	-448.6694
5	743.5000	708.2000	717.0000	373.8804	-429.9858	-411.7048
3	814.5000	395.0999	395.0999	410.8259	-450.5464	-450.5464

ROHRABSCHNITT	HE-WAERME KJ/S	PIG-WAERME KJ/S	HE+PIG-WAERME KJ/S	PG-WAERME KJ/S	K-HE J/S*M2*K	K-PIG J/S*M2*K
5--7	6.4526	36.9646	43.4172	21.8208	107.7124	1423.1558
3--7	43.3982	-1.8770	41.5212	1.2603	96.2894	-7.9301
3--5	36.9456	-38.8416	-1.8960	-20.5605	210.6650	-361.5312

ROHR26 SCHLUESSELKOMP. H2:

EBENE	HELIUMTEMP GRD C	SPALTGASTEMP. GRD C	PIG-TEMP. GRD C	HE-ENTH. KJ/S	PG-ENTH. KJ/S	PIG-ENTH. KJ/S
7	731.0999	661.5999	411.2998	367.4277	-454.0083	-460.1226
5	743.5000	708.2000	717.0000	373.8804	-432.7405	-423.4580
3	814.5000	395.0999	395.0999	410.8259	-461.9771	-461.9771

ROHRABSCHNITT	HE-WAERME KJ/S	PIG-WAERME KJ/S	HE+PIG-WAERME KJ/S	PG-WAERME KJ/S	K-HE J/S*M2*K	K-PIG J/S*M2*K
5--7	6.4526	36.6646	43.1172	21.2678	107.7124	1411.6038
3--7	43.3982	-1.8545	41.5437	-7.9688	96.2894	-7.8352
3--5	36.9456	-38.5190	-1.5735	-29.2366	210.6650	-358.5293



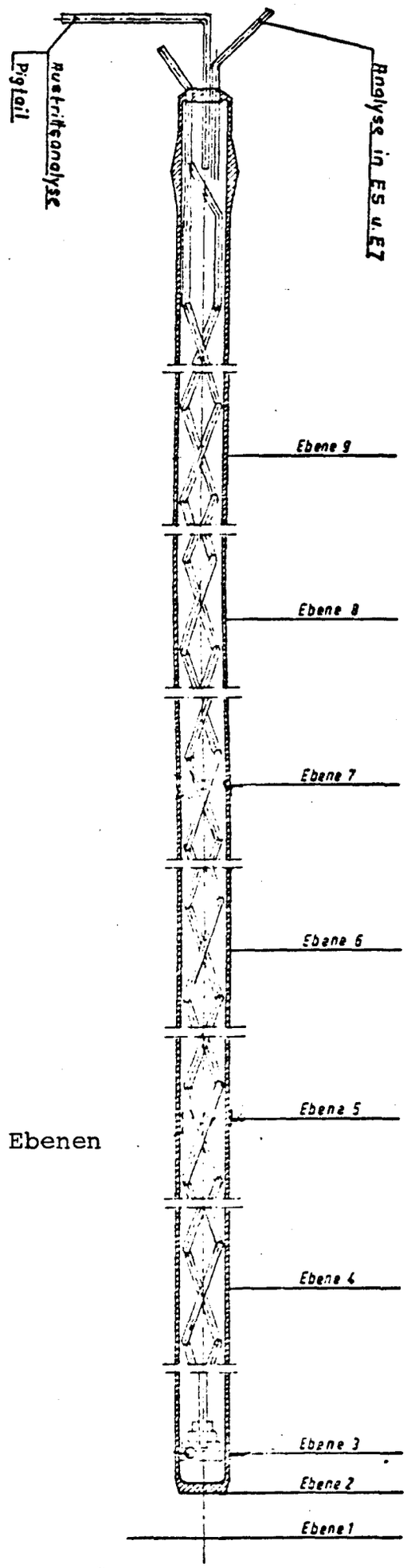


Abb. 4.14 Lage der Spaltrohre und der Ebenen

tende physikalisch unmögliche Schnitt zwischen Prozeßgas- und Pigtailtemperatur beruht einerseits auf der tatsächlich auftretenden kleinen Temperaturdifferenz zwischen beiden Temperaturen (dies dürfte bei höherer Spaltendtemperatur stärker ausgeprägt sein) andererseits darauf, daß der berechnete Mittelwert durch zwei praktisch bei Prozeßgastemperatur liegende Pigtailtemperaturen (Rohr 19 und 7) verfälscht wird. Außerdem sind sämtliche Pigtailtemperaturen in Ebene 9 kleiner als die gemessene Spaltgasaustrittstemperatur. Sollte sich dieser Trend fortsetzen, hat hier eine Korrektur zu erfolgen.
Auffallend ist außerdem, daß am heißen Ende vor Eintritt in das Bündel (Ebene 1) systematisch niedrigere Heliumtemperaturen als am Ende des Bündels (Ebene 3) gemessen werden (ca. 10 - 15 ^{o}C). Hierfür kann bisher keine Erklärung gefunden werden. Der Einbruch der Heliumtemperatur bei Ebene 5 beruht im wesentlichen auf der niedrigen Anzeige des Thermoelements bei Rohr 26. Da diese Temperatur ähnlich wie einige andere bei zeitlich kurz hintereinander durchgeführten Scans starke Schwankungen aufweist, sollen während des Anlagenstillstandes diese Meßstellen sowie die zugehörigen Kabel überprüft werden. Sollten sich die Mängel nicht beseitigen lassen, so sollte in Zukunft auf eine Berücksichtigung dieser Meßstellen verzichtet werden. Die Lage der Spaltrohre und der Ebenen ist aus Abb. 4.14 ersichtlich.

4.3.2.3 Schnellabschaltung

Aus einem Zustand entsprechend dem vorher beschriebenen Meßpunkt wurde eine Schnellabschaltung durchgeführt und kurz nach dieser Abschaltung erfolgte eine Aufnahme von Meßwerten. Für den Heliumerhitzer sowie Helium-, Methan- und Spaltgasgebläse ergab sich keine Leistung, während noch eine geringe Dampfmenge (13 % vom Ausgangszustand) produziert wurde. In Abb. 4.15 sind Temperaturkurven für die Spaltrohre dargestellt. Auffallend ist das rasche Absinken der Heliumtemperatur (ca. 40 - 50 ^{o}C) wobei die Spaltrohrwandtemperatur in etwa konstant geblieben ist und die Prozeßgastemperatur am heißen Ende angehoben wurde.

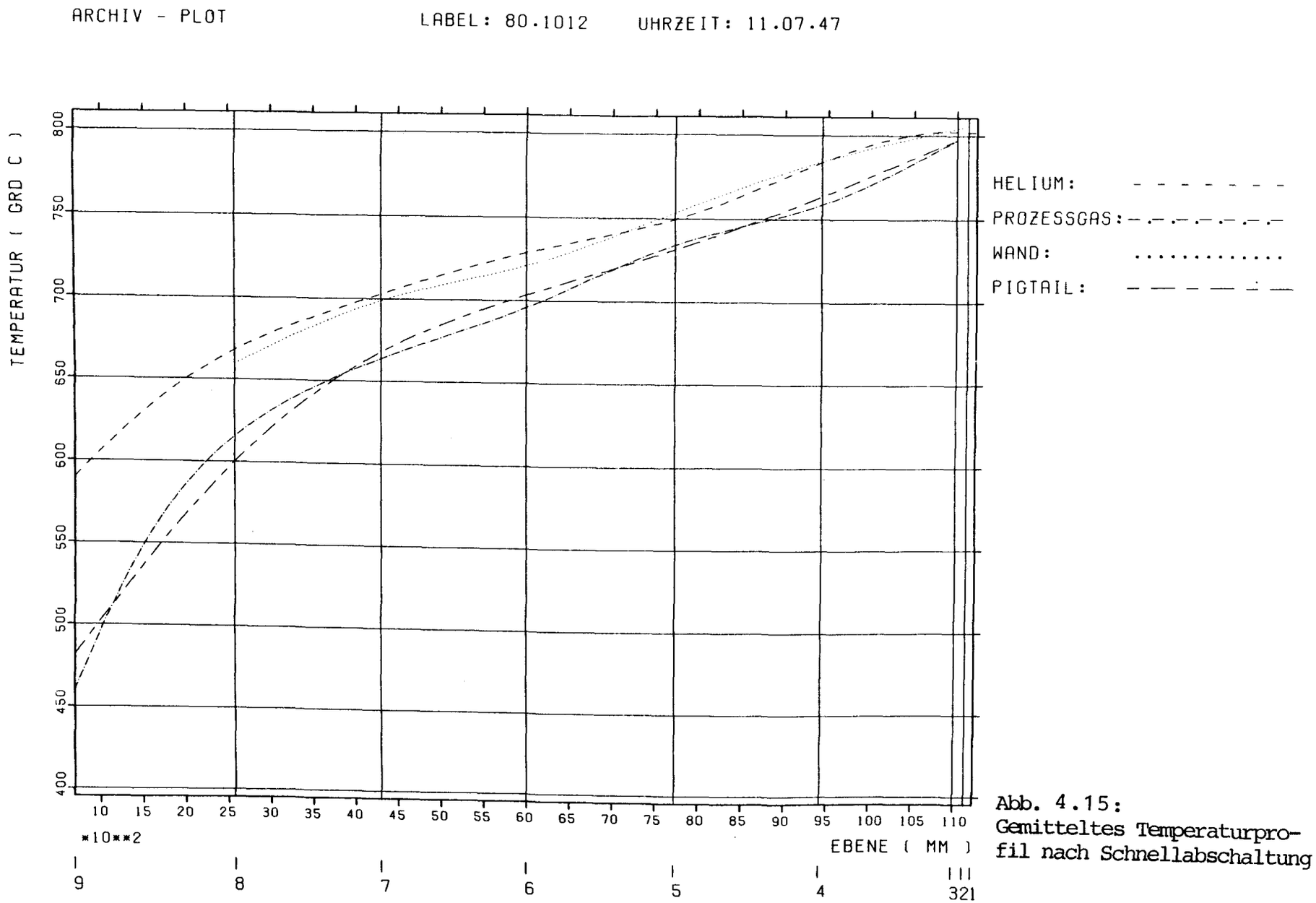


Abb. 4.15:
Gemitteltes Temperaturprofil nach Schnellabschaltung

4.4 Überlegungen zum Heliumerhitzer der Anlage EVA II

4.4.1 Erscheinungen

Beim Heliumerhitzer der Anlage EVA II ergeben sich die folgenden Erscheinungen:

1. Die Anzeigen der unterhalb der 48 Heizelemente angebrachten Thermoelemente streuen stark.
2. Die höchsten Anzeigen liegen bei den zentralen Elementen. Die niedrigsten Anzeigen ergeben sich für die auf den Spitzen des Polygons liegenden Randelemente, während die auf der auf Schlüsselweite angeordneten Randheizelmente höhere Temperaturanzeigen liefern (siehe Abb. 4.16 und Tab. 4.2 bis 4.4)
3. Bei größerer Aufheizspanne ($T_{Aus} - T_{Ein}$) des Heliums nehmen die Streuungen deutlich zu.
4. Die Temperaturdifferenz zwischen "kalten" und "heißen" Elementen ist nahezu linear abhängig von der Aufheizspanne des Heliums.
5. Eine Abhängigkeit der Streuung von Durchsatz oder Druck kann nicht festgestellt werden.
6. Die niedrigsten Anzeigen, d.h. die der "kalten" Elemente sind etwas zu hoch für die entsprechenden Mischtemperaturen des Heliums in den Koaxialleitungen.
7. Die Anzeigen der Elemente mit den höchsten Temperaturen sind bei Temperaturen unterhalb der Auslegungsbedingungen bereits so hoch, daß Bedenken an einen ordnungsgemäßen Langzeitbetrieb bei Nenntemperatur bestehen.

4.4.2 Mögliche Ursachen

Mögliche Ursachen für die Temperaturstreuungen sind:

1. Meßfehler
2. Abstrahlung
3. Leistungsunterschiede der einzelnen Heizelemente
4. Strömungsunterschiede der einzelnen Heizelemente
5. By-Pässe

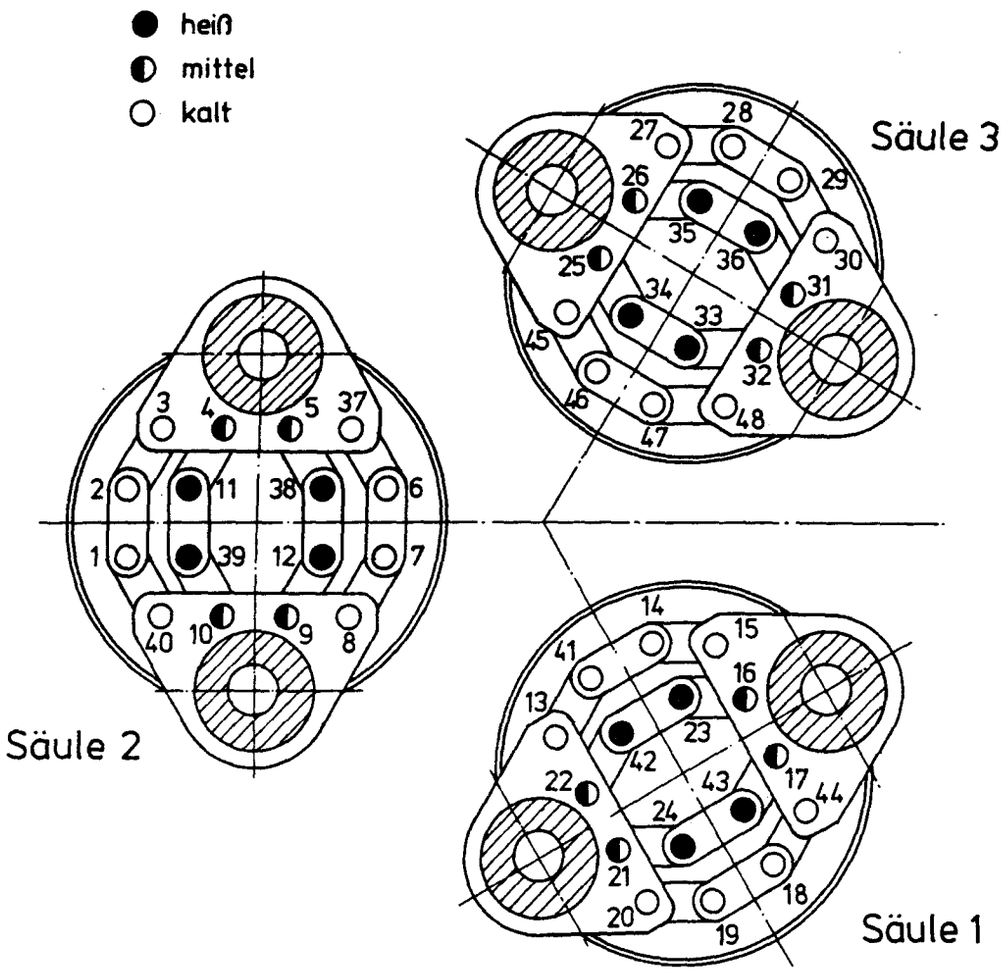


Abb. 4.16: Anordnung der Elemente und Temperaturtendenzen

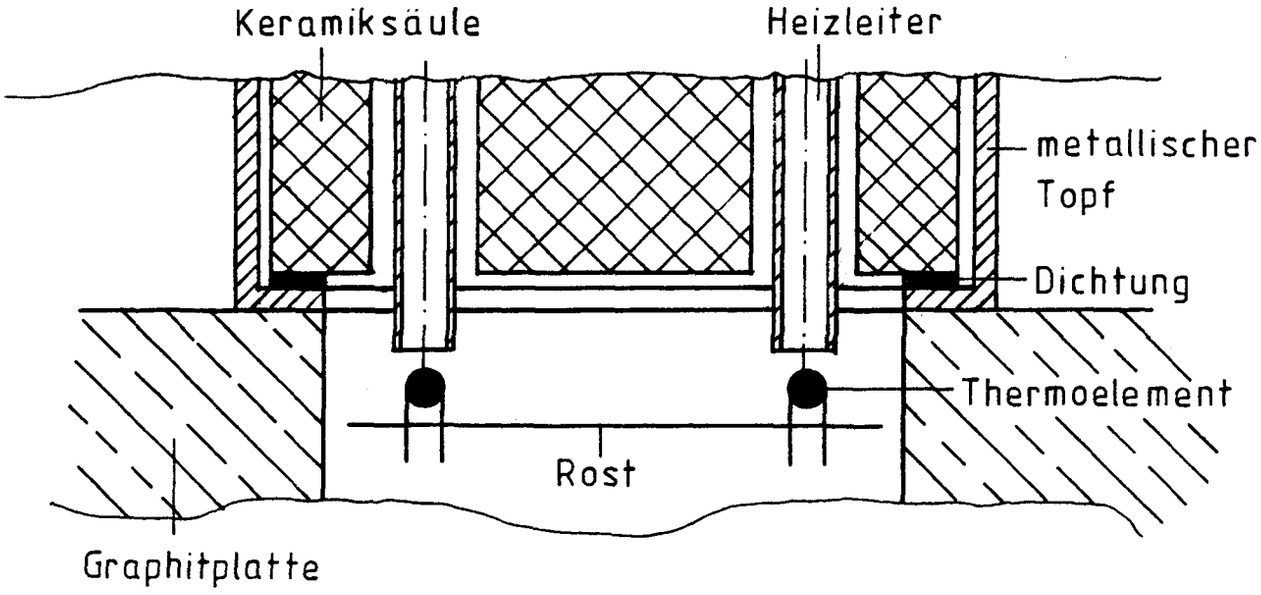


Abb. 4.17: Anordnung der Thermoelemente

Versuche Thermoelement-Nr.	1 23.5.80 14^{16} °C	2 17.5.80 2^{30} °C	3 12.5.80 9^{00} °C	4 15.6.80 19^{30} °C	5 17.6.80 6^{10} °C	6 17.6.80 11^{45} °C	7 17.6.80 19^{30} °C	Bemerkung
20	870	790	766	620	940	933	930	
19	890	800	766	610	950	938	938	Rand
18	880	800	773	628	945	937	936	
44	870	820	770	628	950	942	940	
21	880	845	799	658	989	982	980	Flachseite
24	935	870	822	668	1018	1018	1015	Zentrum
43	930	870	811	670	1010	1007	1007	"
17	911	855	807	678	980	974	972	Flachseite
22	918	880	809	660	995	982	984	"
42	940	880	825	678	1025	1033	1024	Zentrum
23	940	880	832	670	1030	1033	1032	"
16	910	855	809	650	990	985	982	Flachseite
13	880	825	775	638	965	953	950	
41	860	790	732	622	936	924	926	
14	902	825	780	640	965	948	945	Rand
15	880	800	759	630	962	954	948	

Tabelle 4.2

Säule 1: Temperaturanzeigen (°C) bei verschiedenen Meßpunkten

Versuche Thermoelemente	23.5.80 14^{16} °C	17.5.80 2^{30} °C	12.5 9^{00} °C	15.6. 19^{30} °C	17.6 6^{10} °C	17.6. 11^{45} °C	17.6 19^{30} °C	Bemerkung
40	895	820	780	650	961	950	934	
1	887	825	773	640	960	945	940	Rand
2	870	800	769	610	940	932	915	
3	870	810	765	610	970	932	915	
10	27	860	815	660	1000	995	988	Flachseite
39	945	880	826	680	1030	1021	1020	Zentrum
11	938	875	825	672	1018	1020	1018	"
4	887	820	780	638	965	963	962	Flachseite
9	912	850	808	650	980	988	988	"
12	941	875	825	679	1010	1014	1010	Zentrum
38	940	880	820	679	1025	1020	1020	
5	902	835	780	641	970	962	960	Flachseite
8	887	825	775	638	965	975	950	
7	900	835	788	641	968	962	958	
6	870	770	740	611	965	944	938	Rand
37	864	813	?	?	?	?	935	

Tabelle 4.3

Säule 2: Temperaturanzeigen (°C) bei verschiedenen Meßpunkten

Versuche	1	2	3	4	5	6	7	—
Thermoelemente-element-Nr.	23.5.80 14^{16} °C	17.5.80 2^{30} °C	12.5.80 9^{00} °C	15.6.80 19^{30} °C	17.6.80 6^{10} °C	17.6.80 11^{45} °C	17.6.80 19^{30} °C	Bemerkung
27	855	795	739	610	933	922	918	
28	860	800	740	608	933	923	920	Rand
29	870	790	745	608	930	920	914	
30	870	810	757	612	946	933	935	
26	890	830	782	640	975	970	968	Flachseite
35	920	855	802	662	1006	1002	998	Zentrum
36	928	865	810	664	1010	1003	1000	Zentrum
31	902	850	792	658	990	980	974	Flachseite
25	902	840	788	675	982	968	960	Flachseite
34	935	870	816	662	1030	1021	1018	Zentrum
33	938	875	824	678	1032	1025	1022	Zentrum
32	906	850	796	675	990	983	978	Flachseite
45	852	795	746	612	922	912	908	
46	862	805	730	622	922	919	914	
47	891	835	780	640	963	952	952	Rand
48	870	820	767	635	939	931	930	

Tabelle 4.4

Säule 3: Temperaturanzeigen (°C) bei verschiedenen Meßpunkten

4.4.2.1 Meßfehler

Neben der üblichen Unsicherheit bei Temperaturmessungen ergibt sich hier die zusätzliche Unsicherheit des Strahlungseinflusses. Bei der hier gewählten Anordnung wäre es durchaus möglich, daß die Thermoelemente die heißen Heizelemente "sehen". Bei den Randelementen wäre demgegenüber ein Wandeinfluß denkbar, wobei die Graphitplatte etwa Gastemperatur hat. Die geometrische Anordnung wird in Abb. 4.17 wiedergegeben. Die sich aus diesem Effekt ergebende Fehlanzeige ist stark von der konvektiven Wärmeübergangszahl abhängig, die wiederum für den betrachteten Raum nur sehr schwierig bestimmbar ist. Abschätzungen zeigen jedoch, daß für die hohen Temperaturanzeigen (Spalte 7) etwa 50 ^{o}C Streuung erklärbar sind, nicht jedoch die beobachteten 100 ^{o}C und bei niedrigen Temperaturanzeigen (Spalte 4) die beobachtete Streuung zu groß ist, da dann die Übertemperatur der Heizstäbe geringer ist und der T^4-Effekt die Differenz zusätzlich verkleinert.

4.4.2.2 Abstrahlung

Da die äußeren Elemente kälter als die inneren sind, liegt der Gedanke nahe, Verluste für die Streuung verantwortlich zu machen. Hiergegen sprechen jedoch die folgenden Beobachtungen:

a) Die Größe der erforderlichen Verluste ($\approx$ 1 MW) zusammen mit der Tatsache, daß das an der Behälterwand strömende "kalte" Helium sich bis zum Eintritt in die Stäbe nicht aufheizt sondern eher abkühlt.

b) Bei unterschiedlichem Durchsatz ergeben sich nahezu gleiche Temperaturprofile (Spalte 5 mit 2,9 kg/s und Spalte 6 mit 2,1 kg/s).

4.4.2.3 Leistungsunterschiede wegen unterschiedlicher elektrischer Widerstände

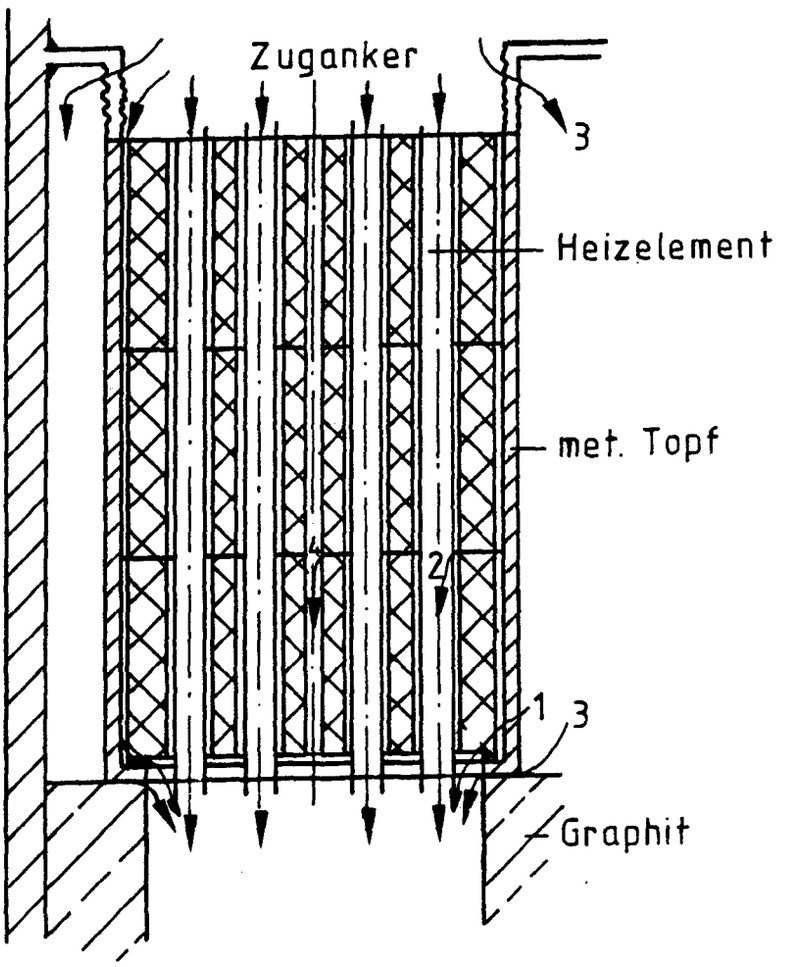
Mit Meßergebnissen kann diese Ursache nicht entkräftet werden. Es erscheint jedoch wenig plausibel, daß bei allen Säulen die gleiche Statistik auftritt. Außerdem müßten durchgängig Wandstärkenunterschiede von 0,5 mm auftreten.

4.4.2.4 Strömungsunterschiede in einzelnen Heizkanälen

Derartige Unterschiede könnten hervorgerufen sein durch unterschiedliche Druckverluste in den einzelnen Kanälen bzw. unterschiedlicher An- und Abströmung. Hiergegen spricht einerseits die Druck- und Durchsatzunabhängigkeit andererseits auch die Größe der beobachteten Streuungen. Bspw. würden Fertigungstoleranzen von ± 0,5 mm in den Keramiksäulen nur Temperaturunterschiede von ± 20 °C in der Austrittstemperatur und nicht ± 50 °C ergeben. Außerdem spricht die Gleichmäßigkeit aller drei Säulen dagegen.

4.4.2.5 By-Pässe

Mögliche By-Pässe sind in Abb. 4.18 dargestellt.



1) Kaltes Helium strömt zwischen Keramiksäule und metallsichem Topf und mischt sich über defekte Abdichtungen mit dem heißen Helium der Heizelemente.

2) Wie 1 jedoch die Mischung erfolgt in den einzelnen Abschnitten der Säule bspw. über die Fugen der Steine oder radiale Risse.

3) Riß in einem Kompensator. Das kalte By-Paß-Helium mischt sich mit dem heißen der nur teildruchströmten Heizelemente.

4) Aus den Innenkanälen wird über die Fugen bzw. radiale Risse Helium zur zentralen am heißen Ende nicht abgedichteten Ankerbohrung abgezogen.

Gegen 3 spricht die Streuung der Anzeigen, da in diesem Falle die Mischung über die Druckentlastungsbohrungen in der Graphitplatte erfolgen würde. Demgegenüber können die Alternativen 1, 2 und 4 nicht ausgeschlossen werden. Rechnungen zeigen, daß

1. bei Vernachlässigung von Labyrinthwirkungen je nach Alternative Spalte zwischen 0,1 mm und 0,5 mm notwendig sind.
2. Nur Undichtigkeiten bei den unteren Steinen einen so großen Effekt ausmachen, wie er beobachtet wurde.
3. Die Alternative 4 nur in Kombination mit Alternative 2 in der Lage ist, Effekte der beobachteten Größe zu erklären.

Besonders einfach für Abschätzungen ist das Zumischen von "kaltem" Helium mit Heizstabeintrittstemperatur zu aufgeheiztem Helium. Für die Versuche in den Spalten 1, 2, 4 und 7 ergeben sich dann die folgenden By-Paßanteile:

	Säule 1	Säule 2	Säule 3
Versuch 1	21.6 %	18,8 %	19,7 %
Versuch 2	19,2 %	17,1 %	18,7 %
Versuch 4	20,7 %	17,7 %	19,3 %
Versuch 7	19,1 %	18,2 %	19,5 %

Die Übereinstimmung ist so gut, daß sie fast überrascht. Der Betrag der errechneten By-Pässe ist insofern zu kritisieren als einerseits Effekte, wie im Abschnitt Meßfehler diskutiert, eine Rolle spielen, andererseits aber auch eine Aufwärmung der By-Pässe erfolgen sollte. Für den By-Paß spricht außerdem die Abkühlung

des "kalten" Rückführheliums, d.h. die Abstrahlungsverluste des Behälters sind größer als die aus den Heizsäulen an das rückgeführte Helium abgegebene Wärme. Dieser Effekt ist besonders gut zu erklären, wenn durch den By-Paß ein "kalter Schleier" um die Keramiksäule an der Wand des metallischen Topfes strömt. Insgesamt kann ein By-Paß von 20 - 25 % viele der beobachteten Effekte erklären.

4.4.3 Nachtrag

Nach Beendigung des Berichtzeitraums wurde der Heliumerhitzerbehälter geöffnet. Da wie vorher erwähnt eine Reihe von Indizien auf By-Pässe hindeuteten, wurde das obere Ende mit Ausnahme des Spaltes zwischen Keramiksäulen und metallischem Topf abgedichtet, d.h. alle Öffnungen durch die Helium normalerweise strömen soll. Bei einem dann durchgeführten Abdrückversuch war es unmöglich, einen Druck aufzubauen. Am unteren Ende konnte eine deutliche Strömung im Außenspalt der Heizleiterrohre festgestellt werden, so daß die By-Paß-Theorie bestätigt wurde. Nicht geklärt werden kann, ob das Helium über die Fugen strömt oder durch radiale Risse wie sie in allen drei Säulen zumindest im untersten Stein vorhanden sind (siehe Bild 4.19). Als Konsequenz verfolgt die Fa. Lurgi eine Konstruktion, bei der alle Heizleiter am kalten Ende außen abgedichtet werden und die Heizleiter nur noch innen durchströmt werden. Dieser Umbau hat den Vorteil, daß bei Dichtheit oben über die Keramik keine By-Pässe mehr auftreten können und sich insgesamt klarere Strömungsverhältnisse ergeben. Als Nachteile sind eine Steigerung der Heizleitertemperaturen (ca. 30 ^{o}C) sowie des Druckverlusts zu nennen. In der nachfolgenden Tabelle sind für einen pessimistischen Fall (386 ^{o}C Heliumeintrittstemperatur 10,5 MW Erhitzerleistung) die sich an den jeweiligen Abschnittsenden ergebenden, rechnerischen Temperaturen für die bisherige Auslegung und die neue Auslegung aufgeführt. Die Rechnungen werden im IRE durchgeführt.

	Temperaturen bei Innen- u. Außenströmung	Temperaturen bei Innenströmung
Ende 1. Abschnitt	°C	°C
Helium	825	825
Wand innen	1035	1038
Wand außen	1038	1057
Maximum	1041	1057
Mittel	1039	1050
Ende 2. Abschnitt		
Helium	937	937
Wand innen	1085	1098
Wand außen	1086	1116
Maximum	1090	1116
Mittel	1088	1110
Ende 3. Abschnitt		
Helium	1018	1018
Wand innen	1109	1132
Wand außen	1110	1149
Maximum	1113	1149
Mittel	1112	1144
Druckverlust	0,05 bar	0,19 bar

Tabelle 4.5

Vergleich rechnerischer Temperaturen für die bisherige und die modifizierte Auslegung

Abb. 4.19: Risse im unteren Stein der Keramiksäule

5. Zu Programmpunkt 3.8

Untersuchung metallischer Werkstoffe

5.1 Zeitstandversuche

5.1.1 Zeitstandversuche unter HTR-Helium, "ZEMAK II"

5.1.1.1 Zielsetzung

Wärmetauschende Apparate einer PNP/NFE-Anlage haben den langen vorgesehenen Einsatzzeiten unter der Einwirkung der Verunreinigungen des Primärkreisgases standzuhalten. Langzeitfestigkeitswerte der metallischen Strukturwerkstoffe müssen deshalb unter simuliertem Helium ermittelt werden. Dazu sind in der KFA Zeitstandprüffelder (ZEMAK) aufgebaut worden, an deren Einsatz sich das Projekt NFE beteiligt.

Für Zeitstandversuche in HTR-Helium wird mit Mitteln, die dem Projekt NFE zugeordnet werden, das Prüffeld II eingesetzt.

In dem Prüffeld werden folgende Teilprogramme fortgeführt:

- Zeitstandgrundprogramm der Projekte PNP/NFE,
- im Rahmen des HHT/PNP/NFE-Programmes sollen mechanische Eigenschaften von 5 Werkstoffen nach Auslagerung unter Spannung in HHT- und PNP-Helium sowie unter Luftatmosphäre bei 600 und 850 ^{o}C ermittelt werden,
- Korrosionshauptprogramme der Projekte PNP/NFE,
- Vorauswahl-Korrosionsprogramm ("Screeningprogramm"),
- Korrosionsprogramm zu Modellschmelzen,
- Spezialprogramme zur Ermittlung der Einflußgrößen für die Wechselwirkung Metall/Gasverunreinigungen.

5.1.1.2 Stand des Prüffeldes ZEMAK II

Die Zeitstandöfen werden außen wassergekühlt. Die Kühlmäntel zeigten im Berichtszeitraum Rostschäden, die eine Reihe von Abschaltungen nötig machten. Inzwischen ist ausreichend Ersatz beschafft worden. Der Korrosion soll

- mit neuen Kühlmänteln,
- mit einer geänderten Konditionierung des Kühlwassers,
- ggf. mit einem separaten Kühlkreislauf

entgegengewirkt werden.

Vorauslaufende Tests von neuen Öfen sowie Planungen für den Kühlkreislauf sind durchgeführt, die ausgefallenen Öfen wieder in Betrieb genommen worden.

5.1.1.3 Stand der Arbeiten im Berichtszeitraum

Die Tabelle 5.1 zeigt die längsten erreichten Laufzeiten im PNP/NFE-Zeitstandversuchsprogramm für die Referenzwerkstoffe und faßt den Umfang der vorhandenen Daten zusammen.

Es wurden Kohlenstoffanalysen an gebrochenen Kriechproben durchgeführt; metallographische Untersuchungen werden im nächsten Quartal erfolgen.

Für die vorgesehene Einschränkung der Referenzlegierungen wurden Zeitstandfestigkeiten der Gußlegierungen IN-519 und Manaurite 36 X verglichen /1/.

Abb. 1 zeigt die mittlere Zeitstandfestigkeitskurven für die zwei Legierungen. Manaurite 36 X hat eine höhere Zeitstandfestigkeit bei Temperaturen im Bereich 900 - 950 ^{o}C, ist aber schwächer als IN-519 bei 800 ^{o}C.

Am 12.3.1980 fand im IRW ein Seminar statt, in dem die erste systematische Streubandauswertung der bisherigen Zeitstanddaten des NFE/PNP-Werkstoffprogrammes vorgestellt und diskutiert wurde. Es wurden Vorträge über die Datenbank, über die Extrapolationsverfahren und über die Interpretation der Ergebnisse gehalten /2/.

Die bisherigen Ergebnisse über die Beeinflussung des mechanischen Verhaltens von Hochtemperaturlegierungen durch das Reaktorhelium wurden zusammenfassend dargestellt /3/.

Es wurde damit begonnen, Stoffgesetze für das Kriechverhalten von Hochtemperaturlegierungen für HTR-Komponenten zu suchen und anzupassen. Die mathematische Beschreibung der Kriechdehnung über der Belastungsdauer in Abhängigkeit von

Spannung und Temperatur soll zu den metallkundlichen Vorgängen Bezug haben. Neben der Auswertung vorhandener Daten wird versucht, die primären und sekundären Bereiche der Kriechdehnung experimentell genauer zu erfassen. Es werden die Legierungen INCONEL 617, HASTELLOY S und NIMONIC 86 behandelt.

Um die Zeitstandkerbempfindlichkeit von einigen PNP/NFE-Hochtemperaturlegierungen zu testen, wurde ein Prüfprogramm entworfen und in ZEMAK II begonnen /4/.

5.1.2 Zeitstandversuche im Prozeßgas

Zeitstandversuche im Prozeßgas der Methanreformierung "ZEMAK III"

Zielsetzung

Legierungen, die für Spaltrohre zur Methanreformierung in NPW-Anlagen eingesetzt werden, stehen einerseits unter dem Einfluß des Reaktorheliums, andererseits sind sie einem Prozeßgas ausgesetzt, das aus H_2, CH_4, CO, CO_2 und H_2O besteht (Standardprozeßgaszusammensetzung siehe NFE-Bericht I/1978).

Um Daten für die Auslegung prozeßgasführender Komponenten, insbesondere der Spaltrohre zu erhalten, wird im Zeitstandprüffeld ZEMAK III an den vier für Spaltrohre vorgesehenen Werkstoffen INCOLOY alloy 800 H, INCOLOY alloy 802, Alloy IN-519 und MANAURITE 36 X bei 800 ^{o}C bis 950 ^{o}C in Intervallen von 50 ^{o}C das Zeitstandverhalten unter Prozeßgas ermittelt.

Stand der Versuche

Im I. Quartal 1980 verlief der Prüfbetrieb planmäßig. Ende März lagen die erreichten Prüfzeiten in allen vier Prüfständen bei ca. 6000 Prüfstunden. Damit wurden zehn Monate nach Inbetriebnahme des Prüffeldes die erwartete Prüfzeit für ein Jahr erreicht.

Am 20.4.1980 wurde das Prüffeld wegen einer Betriebsstörung abgeschaltet. Hydrauliköl war durch einen Riß in der Arbeitsmembran der Wasserdosierpumpe in das Gasversorgungssystem der Zeitstandanlage eingedrungen und mußte herausgespült werden.

Bei der Wiederinbetriebnahme sind Rückstände des Spülmittels Freon 113 trotz einer sorgfältigen zweitägigen Trocknung der Anlage in die heißen Probenräume gelangt und haben sich dort unter Abspaltung von Chlor und Fluor zersetzt.

Die wesentlichen Folgen dieses Störfalles waren:

a) Da Chlor in die Poren der Oxidschichten und die Oberflächenrisse der Proben eingedrungen ist, können ca. 120 eingebaute Proben wegen der Unsicherheiten des Einflusses von Chlorid auf das Zeitstandverhalten nicht weiter zur Ermittlung von belastbaren Zeitstanddaten verwandt werden. Für die Prüfprogramme mit 10.000 und 30.000 h Laufzeit gehen pro Probe durchschnittlich 3300 Prüfstunden verloren.

b) Die Reinigung der Anlage bis zur erneuten Inbetriebnahme dauerte bis zum Ende des Berichtszeitraumes, so daß bei den auf 10.000 und 30.000 h Laufzeit ausgelegten Prüfprogrammen insgesamt ein Zeitverzug von einem Jahr entsteht.

Um den Zeitverzug so gering wie möglich zu halten, wurden in drei Prüfständen neue Rezipienten eingebaut, wobei zwei von RBW zur Verfügung gestellt wurden. Alle übrigen Einbauteile wie Zuggestänge und Probenkupplungen wurden gebeizt.

Am 25.6. und 27.6. konnten die ersten beiden Prüfstände mit neuen Proben beladen und in Betrieb genommen werden. Die Inbetriebnahme der restlichen beiden Prüfstände ist für die erste und zweite Juli-Woche vorgesehen.

Die Auswertung des 5000 h-Prüfprogrammes ist durch den Störfall nicht betroffen; sie wird sich aber voraussichtlich bis zum Beginn des IV. Quartals verzögern.

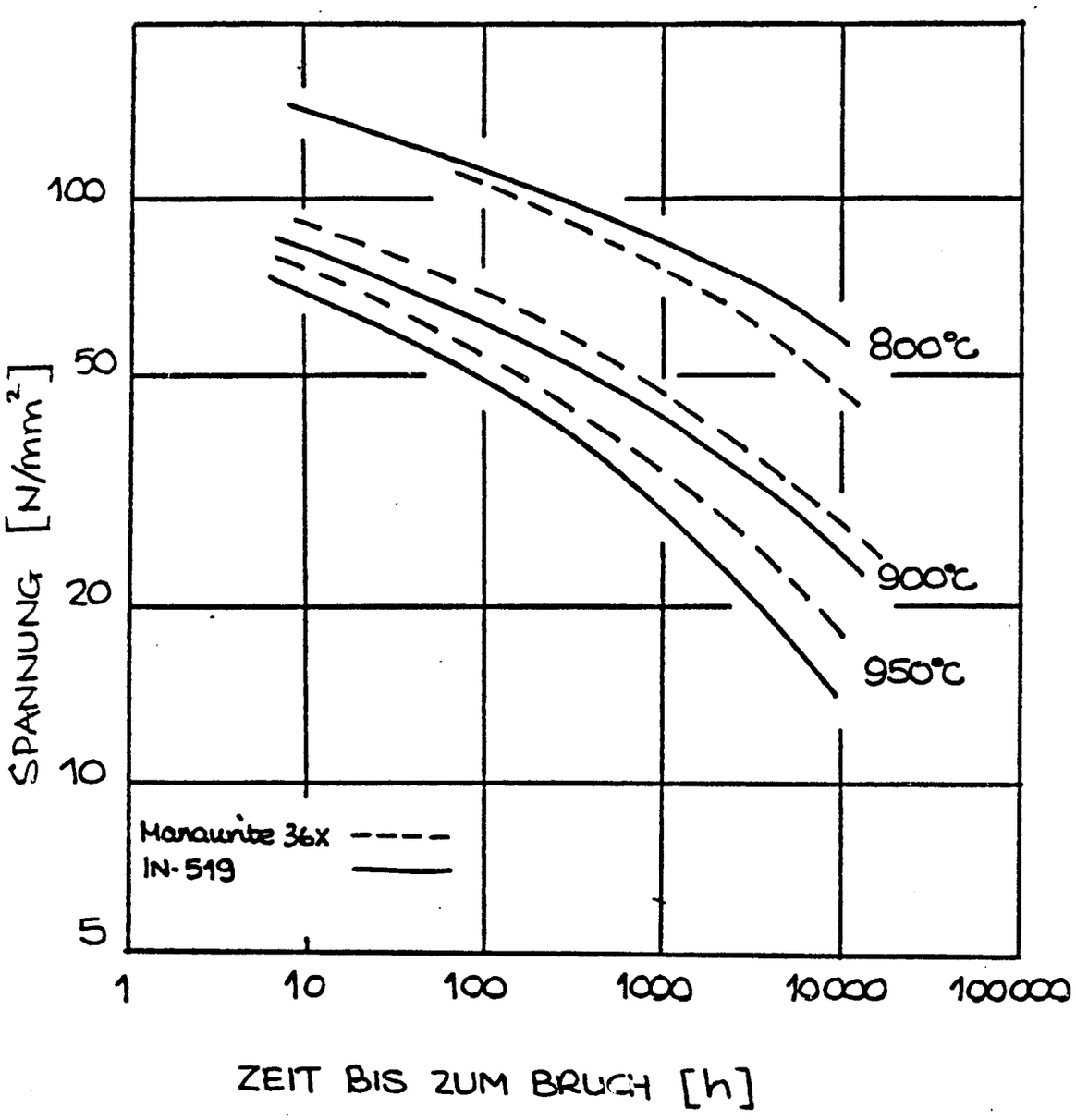


Abb.5.1: Vergleich der Zeitstandfestigkeit der Legierungen Manaurite 36 X und IN-519

NFE/PNP-Daten: HTMP, KFA-IRW und TH Darmstadt: Mittelwerte von Versuchen in Luft, Helium und Prozeßgas)

5.2 Untersuchungen an metallischen Werkstoffen für Prozeßgasanlagen

Über die Ergebnisse eines Korrosionsprogrammes im Prozeßgas der Methanisierung, das im IRB durchgeführt wurde und dessen Nachuntersuchungen das IRW übernommen hatte, konnte abschließend berichtet werden /5/. Wie schon im vorigen NFE-Halbjahresbericht erwähnt, konnte die bei einer Reihe der ausgelagerten austenitischen Stähle, insbesondere No. 1.4571 und 1.4981, festgestellte Randzone mit unterschiedlichen Ätzverhalten gegenüber der Matrix und einem Härteanstieg bis 1000 HV mit Hilfe von Mikrosondenpunktanalysen auf einen Aufkohlungseffekt zurückgeführt werden.

Im Berichtszeitraum wurde mit Hilfe der Röntgenfeinstrukturanalyse eine Phasenbestimmung versucht. Sie erbrachte jedoch kein auswertbares Ergebnis. Nach thermodynamischen Berechnungen sowie unter Berücksichtigung der Ausscheidungskinetik sollte die Bildung von $M_{23}C_6$-Karbiden bevorzugt sein. Oxidschichten auf den Probenoberflächen waren metallographisch nicht nachweisbar. Thermodynamisch wäre die Bildung von Chromoxid jedoch möglich, bzw. vorhandene Chromoxidschichten wären stabil und könnten erklären, warum beim Werkstoff 1.4541 entgegen früheren Untersuchungen keine Aufkohlung gefunden wurde.

Die Untersuchungen an Proben aus Hochtemperaturlegierungen, die im Prüffeld AUWARM des IRE in Prozeßgas unter 30 bar Gesamtdruck ausgelagert worden waren, sind abgeschlossen /6/. Schwerpunkt der Untersuchung war die Klärung des Oxidschichtaufbaus an der Probenoberfläche. Die Ergebnisse an den Werkstoffen INCONEL 625, HASTELLOY S und NIMONIC 86 werden mit Ergebnissen an den gleichen Legierungen aus dem PNP-Prozeßgaskorrosionsprogramm verglichen, das unter Umgebungsdruck durchgeführt wird. Wesentliche Unterschiede im Korrosionsverhalten wurden nicht gefunden.

5.3 Plastoermüdung

5.3.1 Zielsetzung

Eine für die Auslegung der wärmetauschenden Komponenten entscheidende Werkstoffbelastung sind die Dehnungswechsel, die durch Temperatur- und Leistungszyklierungen aufgeprägt werden.

Zur Ermittlung der Werkstoffschädigung durch diese Beanspruchungsart sind zunächst isotherme Dehnungswechselversuche, die bis in den plastischen Bereich reichen, durchzuführen.

In der KFA wurden 2 Prüfsysteme für diese Versuche aufgebaut (FATIMAK I und II), wobei die kleinere zunächst überwiegend für Zugversuche, die das Zeitstandprogramm begleiten, eingesetzt wird.

5.3.2 Stand der Prüfmaschine

Hydraulisches Prüfsystem FATIMAK I:

Mitte April wurde die neue Führungsvorrichtung für die achsiale Probenbelastung von der Herstellerfirma geliefert und eingebaut. Nach der Justierung dieser Führung wurden die Versuche begonnen, die im NFE/PNP-Programm vorgesehen sind.

Hydraulisches Prüfsystem FATIMAK II:

Im Berichtszeitraum wurde die Maschine eingesetzt, um Raumtemperatur-Zugversuche an den 1000 und 3000 h ausgelagerten Proben des PNP/HHT/NFE-Strukturstabilitätsprogramms durchzuführen. Das Prüfsystem und die halbautomatische Auswertung arbeiten dabei einwandfrei.

Zur Situation des Festigkeitslabors:

Die generelle Freigabe der Räume durch das Gewerbeaufsichtsamt steht noch aus.

Seminare, Berichte, Veröffentlichungen

/1/ IRW-TN-46/80: P. J. Ennis "Vergleich von Zeitstandergebnissen der Legierungen IN-519 und Manaurite 36 X", März 1980

/2/ IRW-Seminar am 12.3.80, Vorträge:
"Streubandauswertung mit Hilfe der Datenbank", V. Mülstroh
"Extrapolationsverfahren", H. Diehl
"Interpretation der Zeitstandergebnisse", P. J. Ennis

/3/ P. J. Ennis, H. Schuster
"The Mechanical Properties of Alloys in High Temperature Reactor Environments", Paper, European Symposium on the Interaction Between Corrosion and Mechanical Stress at High Temperature, JRC Petten, 13. - 14. Mai 1980. Verteilt als KFA-IRW-TN-67/80, Mai 1980

/4/ IRW-TN-5/80: P. J. Ennis "A Programme for the Determination of the Notch Sensitivity of INCONEL 617, HASTELLOY X and INCOLOY 800 H in Creep", Jan. 1980

/5/ IRW-TN-57/80: U. Bruch, H. Hoven, A. Brusch, H. Grübmeier "Einfluß des Prozeßgases der Methanisierung auf das Gefüge von rostfreien und hitzebeständigen austenitischen Stählen", Mai 1980

/6/ IRW-IB-8/80: U. Bruch, A. Brusch, H. Hoven, H. Grübmeier "Korrosion von Hochtemperaturlegierungen im Prozeßgas der Methanreformierung", Febr. 1980

Legierung	Temperatur °C	Anzahl der Proben gesamt	Anzahl der Proben gebrochen	Gesamt Laufzeit, Proben-Stunden	Längster Versuch, h
HASTELLOY S	800	25	0	177 321	14 000
	850	91	10	359 683	14 000
	900	33	8	141 008	8 500
	950	32	11	95 436	10 500
HASTELLOY X	800	44	0	437 327	13 000
	850	79	3	484 687	13 000
	900	66	7	340 930	8 500
	950	34	5	182 906	10 500
INCONEL 617	800	36	3	291 298	15 000
	850	98	14	609 472	14 000
	900	63	12	300 389	8 500
	950	60	17	192 810	10 500
NIMONIC 86	800	34	1	311 005	14 000
	850	93	13	553 297	14 000
	900	56	7	279 180	8 500
	950	50	11	291 996	10 500
INCOLOY 800H	800	45	8	269 640	15 000
	850	73	13	374 357	13 000
	900	84	14	260 798	8 500
	950	31	12	115 931	10 500
INCOLOY 802	800	40	23	198 992	15 000
	850	42	25	218 194	13 000
	900	99	70	298 425	8 500
	950	40	23	83 552	10 500
Alloy IN-519	800	30	13	247 633	15 000
	850	40	9	305 319	14 000
	900	104	63	395 242	8 500
	950	38	8	154 056	10 500
Manaurite 36X	800	32	13	262 257	15 000
	850	42	11	300 864	13 000
	900	40	11	180 352	8 500
	950	35	7	150 313	10 500

Tabelle 5.1

PNP/NFE Zeitstandversuche in den ZEMAK Prüffeldern

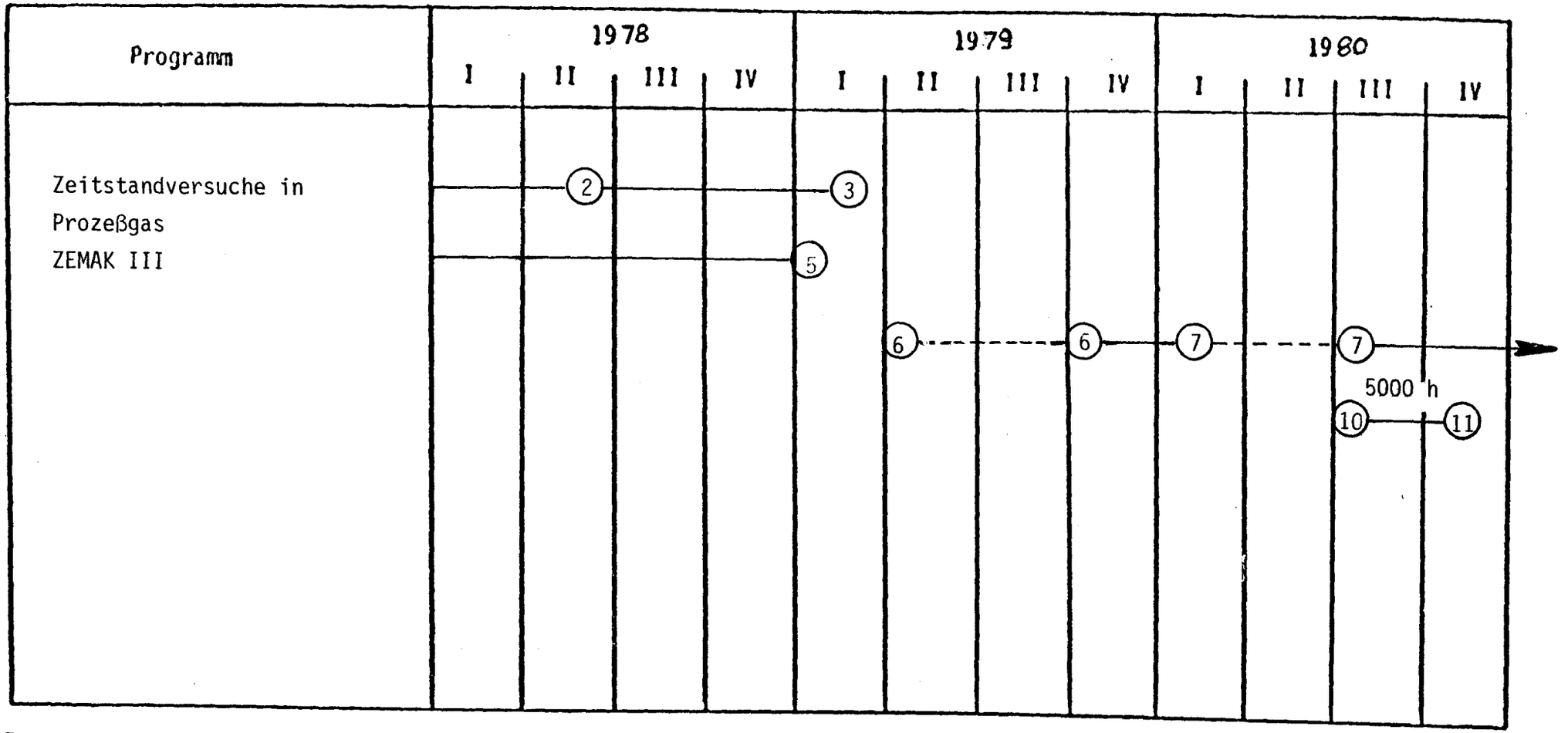
Terminplan ZEMAK II, Teil I

Programm	1980				1981				1982			
	I	II	III	IV	I	II	III	IV	I	II	III	IV
PNP/NFE-Grundprogramm												
(Mehrprobenmaschinen der Prüffelder ZEMAK II und IV):												
10.000 h-Werte für alle Chargen bei 800 - 950 °C	———	———	———	——○								
30.000 h-Werte	- - -	- - -	- - -	- - -	- - -	- - -	- - -	- - -	- - -	- - -	- - ○	———
Nachuntersuchungen (Metallographie, C-Analyse) an gebrochenen Proben (10.000 h)	———	———	———	———	———	——○						

Terminplan ZEMAK II, Teil II

Programm	1980				1981				1982			
	I	II	III	IV	I	II	III	IV	I	II	III	IV
PNP/HHT/NFE-Strukturstabilitäts-programm												
Auslagerung: 1000 h und 3000 h	beendet											
RT-Zugversuche: 1000 h und 3000 h												
Auslagerung: 10.000 h HHT-He und Luft												
10.000 h PNP-He												
RT-Zugversuche: 10.000 h Proben												
Zugversuche bei Auslagerungs-temperatur												
Nachuntersuchungen an gebr. Proben (Metallographie, C-Analyse)												

Terminplan ZEMAK III



(1) Planung und Konstruktion der Apparatur
(2) Beschaffung bzw. Fertigung der Apparatur
(3) Aufbau der Apparatur
(4) Programmdefinition
(5) Probenherstellung

(6) Testbeginn, Beladung
(7) (8) (9) 5.000 h-Werte, 10.000 h-Werte, 30.000 h-Werte
(10) Nachuntersuchungen
(11) Bericht

((1) - (5), (10), (11) : Termin für Abschluß)